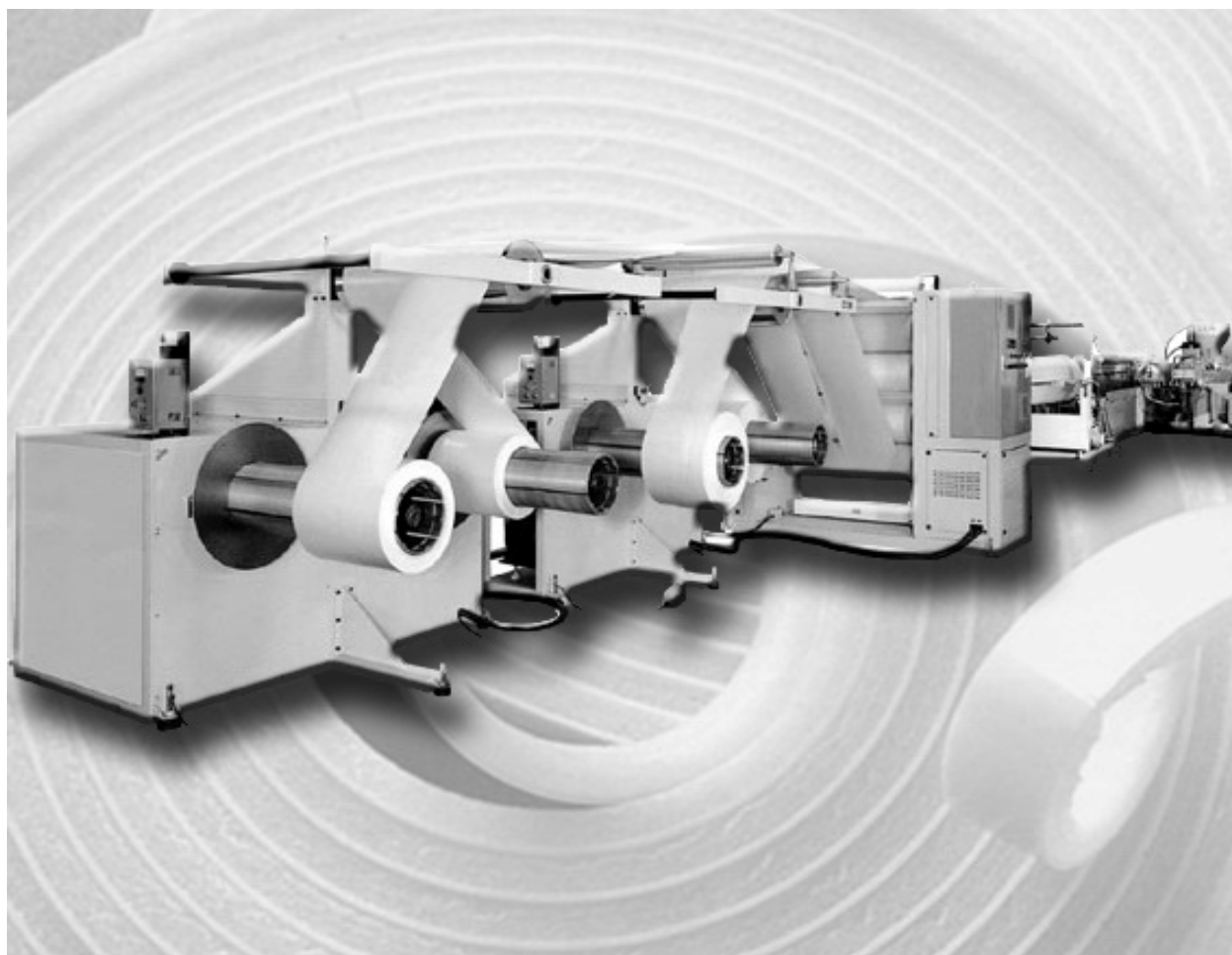


*В. В. Лукашова
І. О. Мікульонок
Л. Б. Радченко*

ЕКСТРУЗІЯ ПІНОПОЛІМЕРІВ



Міністерство освіти і науки, молоді та спорту України

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

В. В. Лукашова

І. О. Мікульонок

Л. Б. Радченко

ЕКСТРУЗИЯ ПІНОПОЛІМЕРІВ

Монографія

Київ
НТУУ «КПІ»
2011

УДК [678.02+678.05]:678.073.002.8
ББК 35.710-5
Л84

*Рекомендовано до друку Вченою радою
Національного технічного університету України
«Київський політехнічний інститут»
(Протокол № 9 від 13.09.2010 р.)*

Рецензенти:

Ю. Ф. Снежкін, д-р техн. наук, професор, член-кор. НАН України,
заступник директора Інституту технічної теплофізики
НАН України

О. М. Гавва, д-р техн. наук, професор,
професор кафедри технічної механіки і пакувальної техніки
Національного університету харчових технологій

А. Д. Петухов, д-р техн. наук, професор,
професор кафедри хімічної технології композиційних матеріалів
Національного технічного університету України
«Київський політехнічний інститут»

Лукашова В. В.

Л?? Лукашова В. В., Мікульонок І. О., Радченко Л. Б. Екструзія пінополі-
мерів [Текст] : монографія. – К.: НТУУ «КПІ», 2011. – 175 с.: іл. –
Бібліогр.: с. 163–172. – 300 прим.

ISBN 978-966-622-403-6

У монографії розглянуто наукові засади розробки та вдосконалення обладнання і процесів перероблення екструзією спінених термопластів із використанням побутових і промислових полімерних відходів.

Змодельовано процеси, які проходять у екструзійному обладнанні одержання спінених полімерів на етапах подачі плавлення, змішування та гомогенізації композиційних термопластичних матеріалів.

Розроблено методики розрахунку екструзійного обладнання, які з достатньою для інженерних розрахунків точністю надають можливість виконувати багатоваріантні розрахунки під час проектування нового й модернізації існуючого обладнання.

Для фахівців полімерного машинобудування та споріднених галузей виробництва, а також викладачів, аспірантів і студентів інженерно-хімічних спеціальностей вищих навчальних закладів.

**УДК [678.02+678.05]:678.073.002.8
ББК 35.710-5**

ISBN 978-966-622-403-6

© В. В. Лукашова,
І. О. Мікульонок,
Л. Б. Радченко, 2011

ВСТУП

Вторинне перероблення полімерних відходів є важливою проблемою для полімерної промисловості. Завдяки значній стійкості до впливу навколишнього середовища полімери здатні тривалий час зберігати свої основні властивості в природних умовах.

Рециклінг полімерних матеріалів дає змогу вирішити проблему негативного впливу відходів на навколишнє середовище та повторно використати енергетичні й матеріальні ресурси.

Натепер провідні країни світу розробляють різні методи поводження з полімерними відходами через відновлення енергії, хімічне й механічне перероблення. З точки зору ресурсозбереження найбільш доцільне механічне перероблення, яке забезпечує повторне використання полімерів у нових виробках. Проте механічне перероблення полімерних відходів ускладнюється зміною реологічних і механічних властивостей сировини внаслідок деструкцій при споживанні виробів та зміною морфологічної структури під час термообробки та зсувних зусиль під час перероблення в обладнанні. Тому на промислових лініях одержання полімерних виробів як вихідну сировину застосовують композиції, що складаються з первинного та вторинного полімерів. Зазвичай вироби із застосуванням відновлених полімерів менш якісні, ніж вироби із первинної сировини, тому їх використання як конструктивних виробів обмежене. Існують обмеження щодо застосування виробів із вторинною сировиною до контакту із продуктами харчування. Застосування полімерних виробів із використанням вторинної сировини може бути доцільним для виготовлення виробів теплоізоляційного та звукоізоляційного призначення, наприклад, як спінених полімерів. Такі матеріали знайшли широке застосування в будівельній і пакувальній галузях завдяки унікальному поєднанню властивостей: разом з високими теплоізоляційними властивостями вони мають низьку вологопроникність, легкість, задовільні механічні та амортизаційні властивості.

Порівняльний аналіз методів виготовлення спінених полімерів вказує на доцільність їх отримання екструзійним методом, переваги якого полягають у можливості перероблення відходів виробництва, безперервності процесу, здатності виготовляти вироби із заданими властивостями.

Проте використання вторинної сировини при виготовленні спінених полімерів спричинює низку ускладнень щодо організації технологічного процесу: зміна реологічних властивостей та потужне дисипативне тепловиділення в процесі екструзійного перероблення потребує ретельного вибору параметрів процесу та відповідного обладнання для перероблення реологічно складних середовищ за наявності низькокиплячих рідин, які використовуються як спінювальні агенти.

Відмінність екструзії спінених полімерів полягає в потребі створення умов для введення спінювального наповнювача, який разом із розплавом полімеру утворює в каналі екструдера гетерогенну систему. Експериментальний підбір режимів перероблення таких матеріалів і визначення геометрії робочих органів екструдера потребує значних матеріальних витрат, тому важливого значення набуває моделювання процесу екструзії спінених полімерів з метою пошуку раціональних енерго- та ресурсовитрат, режимів перероблення та конструктивних параметрів екструдера.

Метою досліджень, результати яких наведено в монографії, було створення наукових засад розробки енергоефективних процесів та обладнання перероблення термопластичних матеріалів із використанням вторинної сировини, що забезпечує заощадження матеріальних та енергетичних ресурсів, а також зменшення забруднення навколишнього середовища.

Перший розділ монографії присвячено аналізу стану наукової проблеми, розглянуто існуючі методи та обладнання і обґрунтовано вибір методу екструзії для виготовлення спінених виробів, проаналізовано існуючі моделі та методики розрахунку екструзії, обґрунтовано вибір залежностей для визначення реологічних і теплофізичних властивостей композиції.

У другому розділі сформульовано основні положення моделювання процесу екструзії, розроблено фізичні та математичні моделі процесів, що проходять у основних функціональних зонах (подачі, плавлення та гомогенізації).

Третій розділ присвячено експериментальним дослідженням процесу екструзії спінених полімерів і реологічних властивостей сировини. Описано установки та методики проведення експериментальних досліджень, наведено аналіз результатів.

У четвертому розділі розроблено алгоритм розрахунку процесу одночерв'ячної екструзії, розроблений як послідовність моделей подачі, плавлення та гомогенізації в зонах до і після введення спінювального агента, об'єднаних відповідними умовами їх стикування.

У п'ятому розділі наведено рекомендації до практичного впровадження процесу екструзії спінених полімерів.

У висновках наведено рекомендації щодо використання енергоефективних процесів та обладнання для одержання спінених полімерів із застосуванням вторинної сировини.

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ

a – питома робота, Дж/кг;
коєфіцієнт температуропровідності (за наявності індексу), $\text{м}^2/\text{с}$;
 c – масова теплоємність, Дж/(кг·К);
 D – діаметр робочого черв'яка, м;
 e – ширина гребеня витка, м;
 f – коєфіцієнт тертя (за наявності індексу);
 g – прискорення вільного падіння, $\text{м}/\text{с}^2$;
 G – витрата;
 i – масова ентальпія, Дж/кг;
 K – коєфіцієнт консистенції, $\text{Па}\cdot\text{с}^n$;
 L – довжина, м;
 M – маса, кг; крутний момент, Н·м (визначаються відповідним індексом);
 n – показник степеня реологічного рівняння;
кутова швидкість робочого органу (за наявності індексу), с^{-1} ;
 N – потужність, Вт;
 p – тиск, Па;
 q – поверхнева густина теплового потоку, $\text{Вт}/\text{м}^2$;
 q_V – об'ємна густина теплового потоку, $\text{Вт}/\text{м}^3$;
 Q – тепловий потік, Вт;
 r – поточний радіус, м;
 R – радіус, м;
 s – крок гвинтової нарізки черв'яка, м;
 S – площа, м^2 ;
 t – час, с;
 T – температура, $^{\circ}\text{C}$;
 V – об'єм, м^3 ;
 w, W – лінійна швидкість, $\text{м}/\text{с}$;
 x, y, z – декартові прямокутні координати;
 α – коєфіцієнт тепловіддачі, $\text{Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$;
температурний коєфіцієнт об'ємного розширення, K^{-1} ;
 β – температурний коєфіцієнт лінійного розширення, K^{-1} ;
 γ – швидкість зсуву, с^{-1} ;
 δ – загальна товщина окремого шару матеріалу, м;
 η – безрозмірна координата ширини каналу;
 λ – коєфіцієнт теплопровідності, $\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{K})$;
 μ – коєфіцієнт динамічної в'язкості, $\text{Па}\cdot\text{с}$;
 ν – коєфіцієнт кінематичної в'язкості, $\text{м}^2/\text{с}$;
 ρ – густина, $\text{кг}/\text{м}^3$;

r, θ, z – циліндричні координати;
 τ – дотичні напруження, Па;
 φ – об'ємна частка наповнювача;
кут нахилу гвинтової нарізки черв'яка, рад;
 ω – кутова швидкість черв'яка, рад/с;
 ∇ – оператор Гамільтона.

Основні індекси:

0 – стосується початкового значення;
 M – стосується маси;
 \min – стосується мінімального значення;
 v – стосується повітря;
 v_x – вхідний параметр;
 g – стосується газового наповнювача;
 n – стосується наповнювача;
 st – стосується стінки черв'яка й циліндра;
 ch – параметр біля стінки черв'яка;
 cy – параметр біля стінки циліндра;
 p – стосується полімеру;
 x – стосується хладону;
 r, ϑ, z – складові циліндричної системи координат;
 x, y, z – складові декартової системи координат;

Основні скорочення:

ГСЕ – газоструктурний елемент;
ЕОМ – електронно-обчислювальна машина;
ІЧ – інфрачервоний;
НТУУ «КПІ» – Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»;
ПЕВТ – поліетилен високого тиску;
ПЕНГ – поліетилен низької густини;
ПЕТФ – поліетилентерефталат;
ФГУ – фізичні газоутворювачі;
ЧП – черв'ячний прес (екструдер).

1. АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ ОДЕРЖАННЯ СПІНЕНИХ ПОЛІМЕРІВ

1.1. Перспективи застосування спінених полімерів

Вироби із спінених полімерів знаходять все більш широке застосування майже у всіх галузях промисловості й побуті: в машино- та приладобудуванні, медицині, авіа- і суднобудуванні, електро-, радіотехнічній, легкій, харчовій та інших галузях промисловості, для виготовлення сучасних меблів, а також у сільському господарстві [1].

Сьогодні піноматеріали широко застосовують як теплоізоляцію, електро- та звукоізоляцію, елементи амортизаторів і фільтрів для розділення та очищення газів і рідин, плавучих засобів, декоративного облицювання, тари й пакування [2–11]. Широке впровадження отримали спінені матеріали в будівництві [2, 3, 4], а також у капітальному ремонті та реконструкції житлових споруд [5]. Сумарний ефект економії теплоти в таких спорудах досягає 50 %, що дозволяє швидко окупити витрати, спрямовані на застосування енергоефективних технологій. Разом з використанням теплоізоляції для зниження втрат енергетичних систем їх застосування також потрібне для обмеження негативного теплового впливу на навколишнє середовище [6].

У цілому теплоізоляція зі спінених полімерних матеріалів здатна забезпечити економію 70 % втрат теплоти, а також надійний захист трубопроводів від запотівання та утворення конденсату за одночасного збереження власних параметрів протягом тривалого часу [7].

Потрібно відзначити стрімкий розвиток іноземного досвіду у використанні спінених полімерів для тари й пакування для побутових виробів, а також те, що основний обсяг спінених матеріалів припадає на продукцію теплоізолювального призначення [2], що виготовляється методом екструзії.

Споживання спінених пластмас для ізоляції стін і стель житлових будинків за останнє десятиліття збільшилося більше ніж на 200 %. Екструдовані пінопласти знайшли застосування в житловій будівництві як обшивальна ізоляція, ізоляція підлоги й стін під основним покриттям [2]. Економічна доцільність одержання таких матеріалів із додаванням вторинних полімерів у поєднанні з високими тепло- та звукоізолювальними властивостями виробів спричинює підвищення їх комерційного попиту.

1.2. Структура спінених виробів

Тепло- та звукоізолювальні властивості спінених матеріалів визначаються особливостями макроструктури цих матеріалів: полімерна матриця є немонолітною та складається з розривів суцільності за рахунок газових включень, розподілених по всьому об'єму матеріалу. У граничних випадках газ, що

заповнює систему, може бути як дисперсною фазою (надважкі пінопласти або газифіковані пластмаси), так і дисперсійним середовищем (надлегкі пінопласти) [1].

Спінені полімери можна розглядати як наповнені полімери, у яких наповнювачем є газ. Таке визначення стосується синтактичних піноматеріалів – пінопластів з порожнистим наповнювачем (мікросферами). З фізичної точки зору вони є двофазними системами [1].

Основним структурним елементом спіненої пластмаси є комірка, яка містить газ. Комірки можуть бути у формі сфери, багатогранників, витягнутих капілярів тощо, з розмірами від декількох мікрон до декількох міліметрів. Спінені пластмаси поділяють на закрито- і відкритопористі залежно від того, чи є комірки ізольованими або сполученими. Матеріали з закритими комірками називають пінопластами, а зі сполученими – поропластами.

Газонаповнені пластмаси можна класифікувати за різними ознаками: за складом, за морфологічними особливостями, за механічними властивостями, за способами виготовлення, за типом полімеру-основи і т.д.

У працях [11–15] наведені класифікації структури спінених пластмас. Прототипом цих класифікацій є найбільш повна класифікація за способом газонаповнення і фіксації комірчастої структури, що належить Берліну А. А. і Шутову Ф. А. [1], які разом з поняттям газової комірки ввели поняття «газоструктурний елемент» (ГСЕ). ГСЕ – це елементарний об’єм матеріалу, який складається з комірки, її стінок та ребер і повторюється з певною періодичністю у всьому пінопласті. Термін ГСЕ більш точно характеризує структуру пінопласту, ніж термін «комірка», оскільки однакові за розмірами і формою комірки можуть утворювати різні типи газоструктурних елементів унаслідок різної конфігурації міжкоміркового простору.

Спінені пластмаси класифікують за будовою ГСЕ [12]: комірчасті (пінисті), які містять ізольовані ГСЕ; пористі, які містять сполучені ГСЕ; мікробалонні, або синтактні піноматеріали, у яких газ міститься у сферичних частинках – мікросферах зі скла, кераміки, полімерів та інших матеріалів, розподілених по всьому об’єму пінопласту; стільникові пластмаси, ГСЕ яких складається з багатогранників, утворених шарами паперу або тканини, просоченими полімерним зв’язуючим, та газової фази; капілярні або волокнисті пластмаси, ГСЕ яких складається з наповнених газом капілярів; пінопласти зі змішаним типом ГСЕ.

У праці [16] зроблено узагальнену класифікацію, яка включає методи і способи виготовлення виробів.

Багато авторів приходять до єдиної думки, що унікальні властивості виробів зі спінених пластмас залежать не стільки від хімічної природи застосовуваних матеріалів, скільки від фізичної (комірчастої) структури піновиробів [1, 11, 12].

У працях [12, 15] показано, що розподіл комірок за розмірами за інших рівних умов залежить виключно від особливостей технологічного методу спінювання, а не від складу композиції. Наведені факти отримання спінених виробів за однієї і тієї самої рецептури, але за різних технологічних операцій спінювання, з отриманням матеріалів різної якості: водовбирні (відкриті пори); водонепроникні (закриті пори).

Властивості піновиробів (механічні, теплофізичні, діелектричні і т.д.) здебільшого менше залежать від хімічної природи вихідного полімеру, ніж властивості виробів з традиційних пластмас, і визначаються, в основному, часткою газової фази в пінопласті. Тому однією з найважливіших характеристик спінених пластмас є уявна (рос. «кажущаяся») густина [13]. Залежно від уявної густини пінопласти поділяють на надлегкі ($\rho < 10 \text{ кг/м}^3$), легкі ($\rho = 10 \dots 500 \text{ кг/м}^3$) і полегшені (уявна густина перевищує половину значення густини вихідного полімеру).

Пінопласти по відношенню до напруження стискування за 50 %-ї деформації поділяють на еластичні (м'які), жорсткі та напівжорсткі. Еластичні – це пінопласти з напруженням стискування за 50 %-ї деформації менше від 0,01 МПа, жорсткі – більше за 0,15 МПа, напівжорсткі пінопласти займають проміжне положення.

Таким чином, для забезпечення високих тепло- та звукоізолювальних властивостей при максимальному економічному ефекті спінений матеріал повинен мати комірчасту структуру з рівномірно розподіленими сферичними порами. За наведеною вище класифікацією: напівжорсткий і легкий. Такий структурі здебільшого відповідають спінені матеріали на основі поліетиленів та полістиролу, виготовлені методом фізичного спінювання, що зумовлює їх широке застосування як сучасних теплоізоляційних матеріалів [17].

1.3. Основні методи виготовлення спінених термопластів

Виготовлення піноматеріалів здійснюють такими методами:

- хімічне спінювання: спінювання газами, які виділяються під час хімічної взаємодії компонентів композиції; спінювання за рахунок термічного, каталітичного, радіаційного і т.д. розкладання твердих газоутворювачів, уведених до складу композиції;

- фізичне спінювання: спінювання в результаті розширення введенного в полімер інертного газу нагріванням матеріалу або скиданням підвищеного тиску, за якого мало місце насичення полімеру стисненим газом; спінювання введенням газу в розчин, емульсію або дисперсію полімеру під час його механічного перемішування з наступним фіксуванням піни.

Залежно від кількості стадій перероблення матеріалу під час виготовлення спінених полімерів розрізняють одно- і багатостадійне спінювання.

Натепер існує поширена точка зору, що найбільш перспективним є фізичний метод спінювання, впровадження якого значно розширило асортимент і властивості спінених виробів [18].

Під час фізичного спінювання термопластів в основному використовують технологію прямого введення рідкого спінювального агента (інколи газоподібного) в розплав полімеру. Спінювання розплаву полімеру, насиченого фізичним спінювачем, відбувається під час зниження тиску і за умови різкого випаровування спінювального агента з поглинанням теплової енергії, що сприяє стабілізації і створенню закритої комірчастої структури полімеру. Завдяки цьому фізичні методи спінювання не потребують застосування додаткових засобів, які забезпечують «зшивання» молекулярної структури полімерів [19].

Найбільш поширеним промисловим методом організації процесу фізичного спінювання є метод екструзійного перероблення. Зарубіжні фахівці визначають, що на сьогодні більша частина спінених полімерів виготовляється методом безперервної екструзії [20].

Переваги екструзійного методу фізичного спінювання: процес безперервний; сировина відносно доступна; можливість отримувати вироби з заданими властивостями, варіюючи компонентами сировини; метод дає змогу використовувати відходи виробництва [21].

Огляд літератури показує, що пінопласти, одержані екструзійним методом, кращі, ніж виготовлені іншими методами, за механічними властивостями і теплоізоляційними параметрами, мають низьке водовбирання [1, 4, 5, 10, 21].

Узагальнюючи сказане, можна дійти висновку, що для виготовлення спінених теплоізоляційних виробів та пакувальних матеріалів найбільш поширеним методом промислового виробництва є екструзійний метод фізичного спінювання, що зумовлено його перевагами перед іншими методами: безперервність процесу, більш просте обладнання, економічність, універсальність обладнання. За різноманітністю асортименту спінених полімерів екструзійний метод зараз можна вважати провідним.

1.4. Процес виготовлення спінених полімерів методом екструзії

Технологія виготовлення спінених термопластів методом екструзії містить такі загальні стадії: приготування композиції; нагрівання і плавлення композиції; насичення розплаву спінювальним агентом; формування піновиробу та спінювання розплаву; охолодження піновиробу [1, 12].

Приготування композиції. Для виготовлення спінених виробів потрібно приготувати полімерну композицію згідно з відповідною рецептурою. Композицію, яка складається з гранул полімеру і потрібних добавок, готують у лопатевих змішувачах 1 (рис. 1.1) або безпосереднім дозуванням компонентів у бункер черв'ячного екструдера 3.

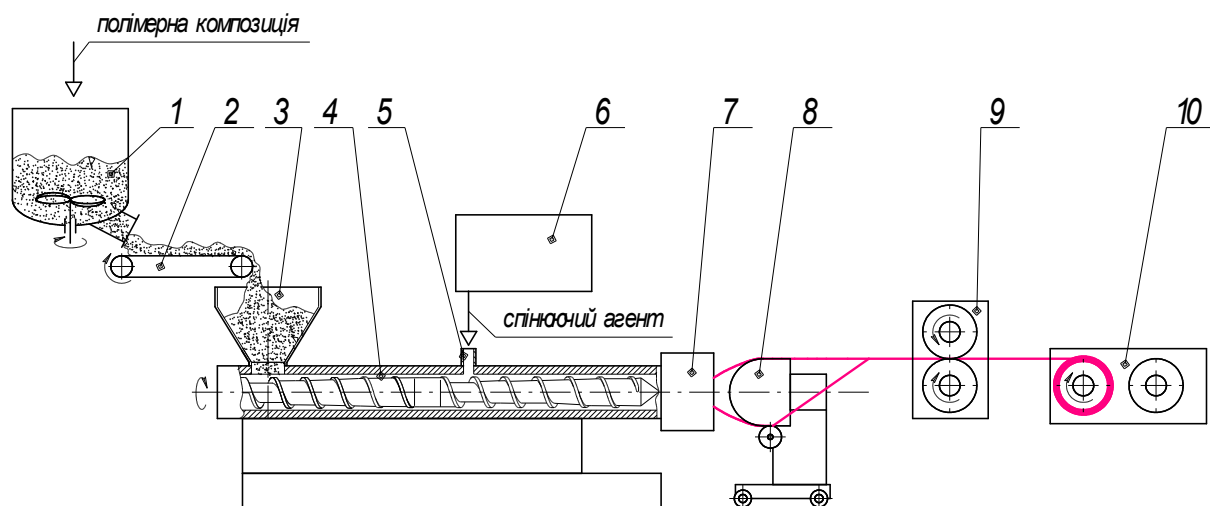


Рис. 1.1. Процес виготовлення спінених полімерів методом екструзії:
 1 – змішувач; 2 – транспортувальний пристрій; 3 – бункер; 4 – екструдер; 5 – штуцер введення спінювального агента; 6 – вузол подачі спінювального агента; 7 – головка формувальна; 8 – калібратор; 9 – пристрій тягнучий; 10 – пристрій намотувальний

Нагрівання й плавлення композиції. Нагрівання композиції до в'язко-плинного стану потрібне для реалізації таких етапів: плавлення полімеру; введення спінювального агента; можливість спінювання композиції і формування піновиробу. Нагрівання композиції до температури плавлення здійснюється в каналі черв'яка екструдера 4, у який композиція потрапляє з бункера 3. До місця введення спінювального агента розплав полімерної композиції має бути розігрітий не менше ніж на 10...20 °С вище за температуру плавлення полімеру.

Насичення розплаву спінювальним агентом. З вузла подачі спінювального агента 6 в канал екструдера вводять під тиском спінювальний агент, який найчастіше являє собою низькокиплячу рідину. Введення спінювача в циліндр екструдера здійснюється насосом (зазвичай плунжерним) з дозованим об'ємом впорскування. Спінювальний агент у каналі черв'яка екструдера переміщується з розплавом полімеру. Для попередження передчасного спінювання ділянку екструдера після введення спінювального агента потрібно охолоджувати.

Спінювання розплаву. На виході екструдера розташована формувальна головка 7, призначена для надання розплаву заданого профілю. Форма й геометричні розміри вихідної щілини відрізняються від форми профілю виробу. Спінювання розплаву полімеру, насиченого фізичним спінювальним агентом, відбувається за рахунок випаровування спінювального агента за різкого зниження тиску на виході з формувальної головки 7. Для забезпечення задовільної якості поверхні пінопласту передбачається регулювання температури фо-

рмувальної головки 7 на виході розплаву. Для запобігання попереднього спінювання в каналі черв'яка екструдера температура розплаву головки має бути знижена настільки, щоб в'язкість розплаву забезпечувала достатньо високий тиск екструзії.

Охолодження піновиробу. Після екструзії матеріал, залежно від цільового призначення проходить стадії калібрування, розрізання й намотування, на яких виріб охолоджується природним шляхом, або за допомогою спеціальних пристроїв. Одразу ж після виходу з екструдера спіненого виробу відбувається газовий обмін: спінювальний газ дифундує з комірок, тоді як оточуюче повітря дифундує всередину. Для більшості комбінацій «полімер – спінювач» спінювальний газ швидше проникає крізь стінки комірок назовні, ніж повітря всередину. Це призводить до зниження тиску в комірках, що у свою чергу, призводить до тимчасового осідання піни.

1.5. Обладнання для виготовлення спінених полімерів екструзійним методом фізичного спінювання

За схемою екструзійного обладнання, у якому відбувається пластикація полімеру і насичення його спінювачем, розрізняють три типи установок:

- одноагрегатні з одночерв'ячним екструдером (рис. 1.2, а);
- одноагрегатні з двочерв'ячним екструдером;
- тандемні (або каскадні) (рис. 1.2, б).

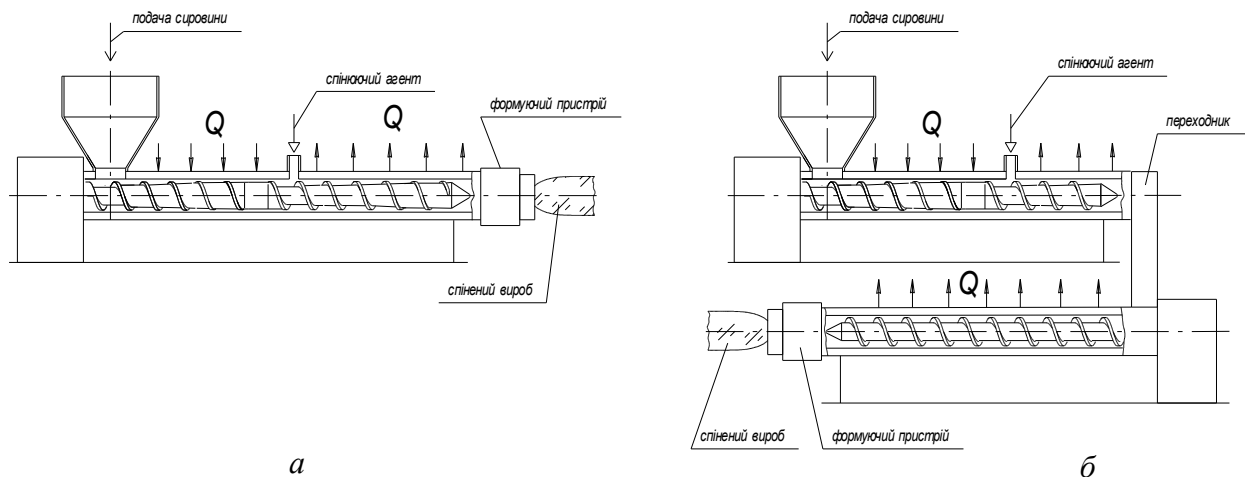


Рис. 1.2. Схема технологічного процесу виготовлення виробів із спінених полімерів:
а – одноагрегатна установка; б – тандемна установка

Найбільш відповідальними вузлами установок для виробництва спінених профілів є черв'ячний екструдер і формувальна головка. Основний принцип їх конструювання полягає у створенні тиску розплаву, який запобігатиме спінюванню всередині каналу черв'яка екструдера і головки [22, 23].

Використання двочерв'ячних одноагрегатних установок не знайшло широкого застосування в промисловості у зв'язку зі складністю організації процесу (створення зони розрідження і стабілізації розплаву).

На рис. 1.3, б наведено схему черв'яка одноагрегатної установки для перероблення спінених полімерів. Перші три зони цього черв'яка такі самі, як і в класичному черв'яку (рис. 1.3, а) для перероблення неспінених композицій: у першій зоні канал найбільшого об'єму і постійної геометрії, у другій – змінного об'єму і геометрії, в третій – найменшого об'єму й постійної геометрії. Четверта зона (рис. 1, б) – зона введення спінювального агента, де глибина каналу різко збільшується, внаслідок чого зменшується тиск. П'ята зона призначена для перемішування розплаву полімеру зі спінювальним агентом, що супроводжується збільшенням тиску вздовж осі екструдера.

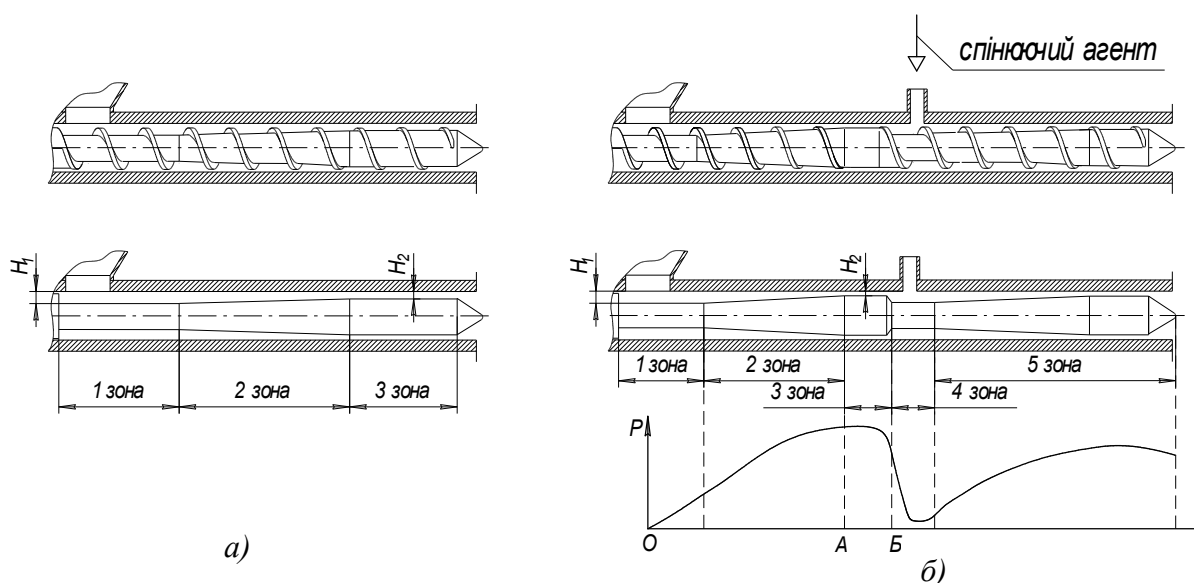


Рис. 1.3. Типи черв'яків одночерв'ячних екструдерів:
а – тризонний черв'як; б – черв'як з зоною декомпресії

Довжина черв'яка екструдерів одноагрегатної установки значно більша (40–50 D), ніж у першого черв'яка тандемної установки (15–25 D). Значна довжина черв'яка пояснюється потребою ретельного перемішування розплаву і вирівнювання температури після введення рідкого спінювального агента з метою одержання рівномірної структури виробу. Для запобігання передчасного спінювання в каналі черв'яка екструдера перемішування потрібно проводити за умови мінімальної дисипації енергії [21].

Одночерв'ячні екструдери значно дешевші у виготовленні та обслуговуванні, ніж тандемні, однак їх застосування потребує розв'язання проблеми проектування геометрії черв'яка, для якого утворенню розплаву передують зона потужного охолодження суміші «розплав полімеру – спінювальний агент», що

ускладнює узгодження між потрібними параметрами для ефективного проведення процесів [21].

Під час проектування обладнання для виготовлення спінених полімерів важливим питанням є введення спінювального агента. Сьогодні відомі різні способи введення спінювального агента в розплав полімеру: крізь штуцер, який розташований на корпусі, крізь коаксіально розміщені отвори, крізь ряд отворів, розміщених в осерді черв'яка і т.ін. [18, 24].

Поліпшення технологічних та експлуатаційних властивостей виробів із вторинної сировини можливе за рахунок використання наповнювачів (модифікаторів, пластифікаторів, стабілізаторів, барвників та ін.). Проте введення добавок потребує спеціальної геометрії робочих органів екструдера, у якому крім основних функціональних процесів потрібно організувати якісне перемішування компонентів з розплавом полімеру, яке відповідає за однорідність одержуваного матеріалу і забезпечує потрібну якість виробу. Черв'яки для перероблення композиційних полімерів відрізняються від класичних наявністю змішувальних і диспергувальних елементів, розташованих у зоні гомогенізації (рис. 1.4). Типовими динамічними змішувальними елементами є торпеди із різною конфігурацією нарізки та виконання пазів.

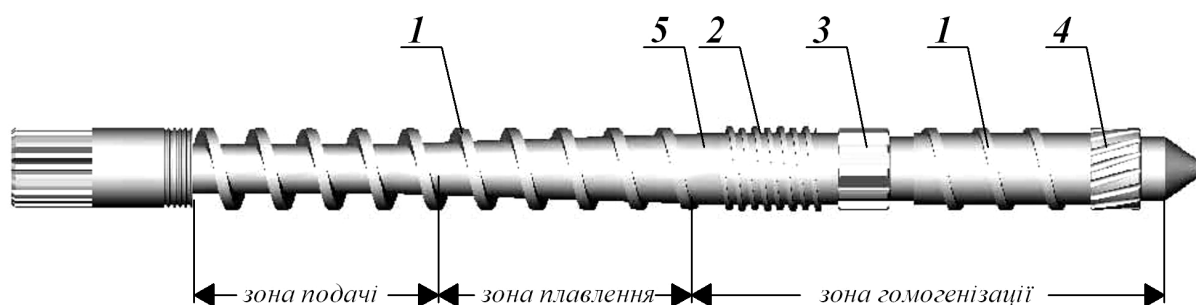


Рис. 1.4. Черв'як зі змішувальними елементами: 1 – основна нарізка; 2 – гвинтовий змішувальний елемент; 3, 4 – змішувальний елемент «шестерня»; 5 – поверхня без нарізки

Є багато варіантів виконання змішувальних елементів, проте пошук раціональної конфігурації змішувальних елементів і координати їх розташування є ускладненою через брак потрібних теоретичних передумов [1].

Потрібно зазначити, що способи введення спінювального агента меншою мірою впливають на якість піноутворення, ніж умови стану полімеру в місці введення. Для раціонального розподілення спінювального агента в розплав полімеру потрібно виконати такі вимоги: координата введення спінювального агента має бути за зоною повного розплавлення полімерної композиції, в каналі екструдера потрібно утворити зону розрідження, спінювальний агент потрібно вводити під тиском, для поліпшення якості перемішування композиції доцільно встановлювати змішувальні елементи.

Отже, обладнання на базі черв'ячних екструдерів дає змогу проводити процес з мінімальними трудовими та енергетичними витратами за умов безперервного виробництва, сприяє значному розширенню асортименту виробів з пінопластів, створює передумови для повної автоматизації процесу [25].

Одним з важливих завдань одержання якісних виробів є визначення місця введення спінювального агента і потребу проектування черв'яка зі спеціальною конфігурацією для заданого процесу.

1.6. Сировина для виготовлення спінених термопластів

Основними матеріалами для виготовлення спінених полімерів є полімер-основа і спінювальний наповнювач. Крім цього, до складу композиції можуть входити різні цільові добавки: каталізатори, емульгатори, регулятори комірчастої структури, пластифікатори, стабілізатори, мастильні речовини, барвники, «зшивальні» агенти, антипірени, антистатики і т.д. [14] (рис. 1.5).

Фізичні газоутворювачі (ФГУ) – речовини, які виділяють гази в результаті фізичних процесів за підвищення температури або зменшення тиску, але не зазнають хімічних перетворень. Найбільш поширеними ФГУ є низькокиплячі рідини – аліфатичні вуглеводні, їх галогенопохідні та ароматичні вуглеводні, спирти, прості ефіри, кетони і т.д. Виділення газів з цих речовин досягається за підвищення температури або (і) зниження тиску в системі (композиції).

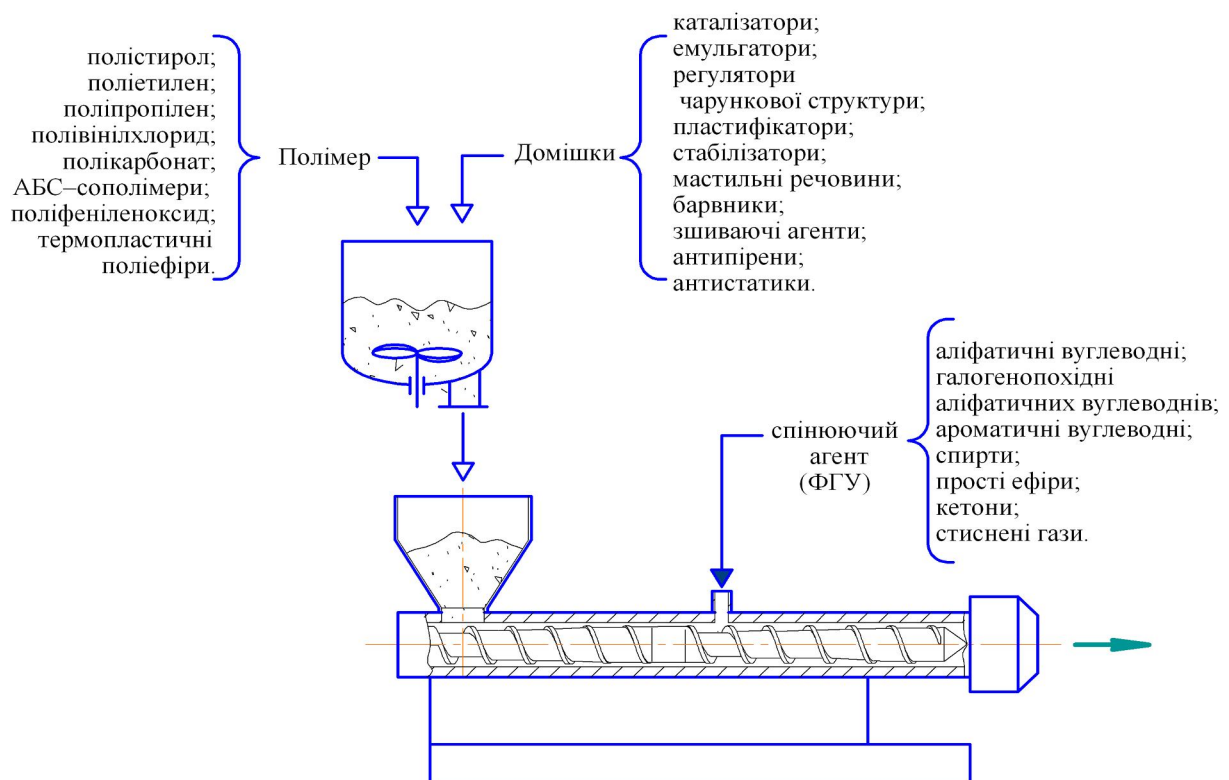


Рис. 1.5. Сировина для виготовлення спінених полімерів

Для отримання якісної, закритої комірчастої структури з низькою густиною потрібно вибирати такий полімер, який буде здатним підтримувати ріст і стабілізацію комірок. У цілому для кожної конкретної системи (полімер, спінювач і т.д.) існує максимальна в'язкість розплаву (вище за яку розплав не може ефективно екструдуватися у вигляді піни) і мінімальна в'язкість (нижче від якої утворені комірки втрачають пружність). Для аморфних пластмас, які не мають чіткої температури плавлення, температурна область між двома вищезгаданими межами в'язкості є відносно широкою, тоді як для кристалічних (частково кристалічних) полімерів ця область достатньо вузька (рис. 1.6).

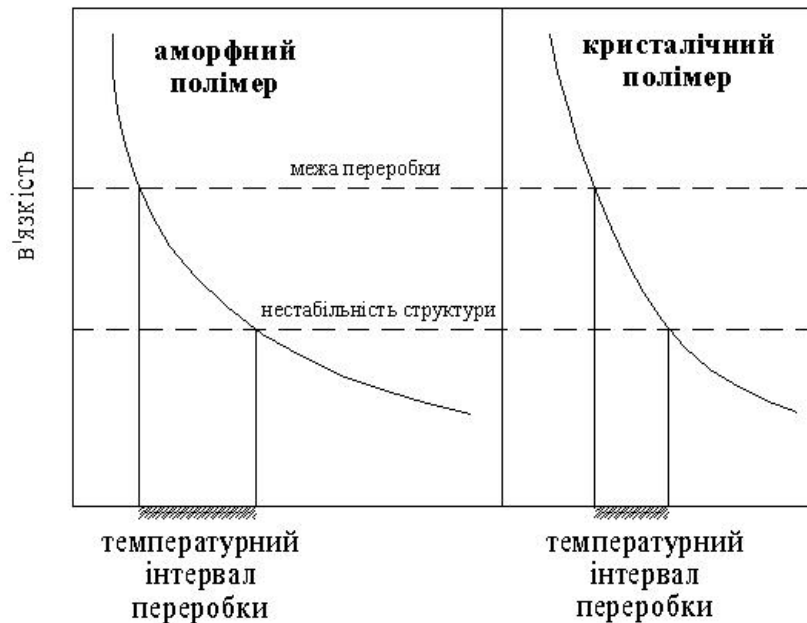


Рис. 1.6. Межі переробки спінених полімерів

Додавання вторинної сировини може призвести до втрати якості виробів, оскільки під дією зовнішніх навантажень змінюються характеристики полімерів, зокрема характеристична в'язкість і молекулярна маса, що пояснюється термомеханічною деструкцією та розривом ланцюгів макромолекул полімеру. Із зростанням циклів перероблення вторинних полімерів відзначається істотне зменшення пластичності матеріалів [12], яке є вагомим фактором при утворення коміркової структури спінених термопластів.

Потрібно зазначити, що єдиного підходу до вивчення факторів впливу на процес пороутворення не існує. Співвідношення окремих компонентів проводиться залежно від бажаної якості кінцевого продукту і найчастіше визначається досвідом технолога. Знаходження складу рецептури ускладнено ще й різноманітністю пластифікованого матеріалу (поліолефіни, поліаміди, поліуретани і т.д.), та різним характером взаємодії з ним спінювальних агентів за різних режимів перероблення.

1.7. Вплив технологічних параметрів на якість готових виробів при фізичному спінюванні

З літератури відомі рекомендації щодо вибору технологічних параметрів для перероблення спінених полімерів [13, 15]. Здебільшого всі вони обмежені у застосуванні і призначені лише для певного виду полімерної композиції, концентрації, рецептури.

У праці [15] показано вплив різних технологічних параметрів на насичення полімерних розплавів спінювальним агентом (рис. 1.7). Така спроба звести всі технологічні параметри до якості кінцевого виробу носить лише наочний характер, проте дає змогу оцінити складність вибору параметрів процесу перероблення композиції зі спінювальним агентом.

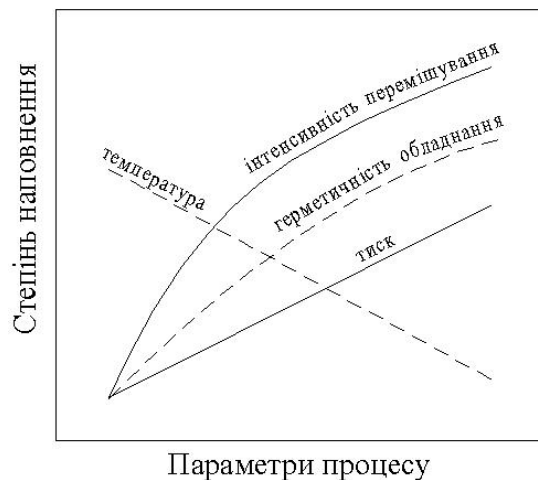


Рис. 1.7. Схема впливу технологічних параметрів на ступінь насичення полімерних розплавів газом

Для запобігання спінювання матеріалу в каналі екструдера потрібно знизити температуру і підвищити тиск (рис. 1.7), а зниження температури веде до підвищення в'язкості композиції, що, у свою чергу, спричинює збільшення дисипації енергії і зростання температури.

Крім того, в процесі виготовлення спінених виробів в екструдері частоту обертання черв'яка потрібно збільшувати, щоб розплавлення полімеру відбулося до зони введення спінювального агента з мінімальними енерговитратами, а з іншого боку вимога до мінімізації дисипації енергії в наступних зонах передбачає зменшення частоти обертання за одночасного створення великого тиску в каналі та ретельного перемішування композиції.

Ще однією вимогою є зниження тиску розплаву на ділянці введення спінювального агента (рис. 1.3, б), проте у наступній зоні треба створити високий тиск, щоб не було спінювання матеріалу в каналі черв'яка.

Така неузгодженість параметрів процесу створює ускладнення при визначенні режимів перероблення і виборі геометрії робочих органів. За цих умов

значну роль набуває математичне моделювання процесу екструзії, яке надасть можливість розглядати всі параметри процесу в комплексі і визначити умови виготовлення спінених виробів.

1.8. Моделювання процесів одночерв'ячної екструзії

Процес екструзії є об'єктом численних досліджень, які на теперішній час описані в багатьох працях [26–90]. Така актуальність пов'язана зі стабільним попитом на вироби із полімерних матеріалів і композицій на їх основі: значна частина полімерів проходить процес екструзії принаймні один раз під час його виготовлення від реактора полімеризації до кінцевого продукту.

Кожен перероблюваний матеріал потребує спеціальної геометрії робочих органів і режимів перероблення, які забезпечують якість за мінімальних енерговитрат. Відмінність екструзії від інших тепломасообмінних процесів полягає в тому, що внаслідок високої в'язкості полімерів відбувається розігрів перероблюваного матеріалу в масі розплаву за рахунок дисипації енергії. Тому вирішальним під час проектування екструдерів є не поверхня теплообміну, як в інших тепломасообмінних апаратах, а частота обертання і геометрія робочих органів, які забезпечують потрібне швидкісне поле. За умови низької теплопровідності розплаву і високої в'язкості підведення теплоти крізь поверхню теплообміну потребує великих градієнтів температури, що пов'язано з високою температурною неоднорідністю і зниженням якості переробки. З іншого боку, від геометрії робочих органів залежить неоднорідність швидкісних полів і, відповідно, швидкостей деформації, а отже і неоднорідність дисипації в об'ємі розплаву. У зв'язку з цим для пошуку сприятливих умов перероблення і геометрії робочих органів багато уваги приділяється математичному моделюванню, оскільки експериментальний пошук цих параметрів потребує значних матеріальних витрат.

1.8.1. Функціональні зони процесу екструзії

Потрібно відзначити, що механізм процесу екструзії залежить від багатьох факторів і з цим пов'язане розмаїття термінології, яку автори використовують для позначення процесів, що відбувається в екструдері. Відмінності в термінах пояснюються ще і розбіжностями у перекладах. Спроби запозичення термінології з різних мов призвело до одночасного існування різних термінів для позначення одних і тих же процесів.

Отже, передусім систематизуємо існуючі визначення певних функціональних зон екструдера і визначимо терміни, які використовуватимуться далі в монографії (табл. 1.1).

Фізична модель процесу у пластикувальному екструдері вперше була отримана в експериментальних працях Маддока вилученням черв'яка з полімером після зупинки екструдера і дослідження зрізів матеріалу в різних зонах і потім підтверджена дослідженнями Стріта, Тадмора та ін. [26, 34, 36, 37]. У результаті проведених експериментальних робіт було виділено три основні функціональні зони екструзії (див. табл. 1.1): подачі плавлення і гомогенізації.

Переміщення матеріалу по довжині черв'яка відбувається за такою схемою: із завантажувального бункера матеріал (зазвичай у гранульованому чи порошкоподібному стані) потрапляє в зону подачі. Тут полімер перебуває у твердому стані і транспортується вздовж циліндра за рахунок сил тертя. Зона подачі закінчується після того, як плівка розплаву, що утворилася на поверхні твердої полімерної пробки, перевищує величину проміжку між гребенем витка і стінкою циліндра [26, 36, 37].

Таблиця 1.1

Основні зони процесу екструзії

| Об'єкт | Визначення | Існуючі терміни | Прийнятий термін |
|--------------------|---|--|--------------------|
| Зона I екструзії | Зона транспортування твердого матеріалу до початку плавлення. У зоні I полімер перебуває у твердому стані і транспортується вздовж циліндра за рахунок сил тертя. | Зона загрузки [26, 27] Зона завантаження [28] Зона живлення [29] Зона подачі [30, 31] (рос. Зона питания [32, 33]) (англ. Feed Zone [34]) (англ. Solid-Conveying Section [35]) | Зона подачі |
| Зона II екструзії | Зона від початку плавлення матеріалу до повного розплавлювання. Кінець зони II характеризується розпадом пробки на окремі фрагменти. Далі розплав полімеру з залишками твердих часток потрапляє в зону III. | Зона стиснення [27] Зона пластикації [28] Зона плавлення [31] (рос. Зона сжатия [32]), (англ. Tapered Section [34]) (англ. Melting Zone [35, 36]) | Зона плавлення |
| Зона III екструзії | Зона де матеріал транспортується в розплавленому стані | Зона дозування [27, 32] Зона видавлювання [28] Зона гомогенізації [31] Зона транспортування розплаву [34] (рос. Зона выгрузки [28]) (англ. Metering Zone [36]) (англ. Melt-Conveying Section [35]) | Зона гомогенізації |

Далі матеріал потрапляє в зону, умовно названу зоною плавлення. Це зона від початку плавлення матеріалу до руйнування пробки на окремі фрагменти. Після цього розплав полімеру з залишками твердих часток потрапляє в зону гомогенізації, де закінчується процес плавлення і матеріал транспортується в розплавленому стані. Нарешті матеріал продавлюється крізь формувальну головку, у якій йому надається форма виробу.

Потрібно зазначити, що реально процес відбувається безперервно, поступово переходячи від однієї зони до іншої. Це означає, що між трьома зазначеними зонами існують перехідні області.

Так, у деяких працях виділяється перехідна область (зона затримки плавлення) між зонами подачі і плавлення [44, 45, 46, 49], у якій утворюваний розплав заповнює простір між стисненими гранулами. Перехідна область, введена Тадмором [26, 36, 37], має назву зони затримки плавлення. Довжина зони затримки плавлення може досягати від частки витка до декількох витків. Потрібно відзначити, що Тадмор і більшість авторів при розробці математичних моделей функціональних зон екструдера в силу прийнятих ними припущень зону затримки плавлення не розглядають.

У ряді випадків під час перероблення матеріалу виникає потребу дегазації розплаву, особливо в разі введення в розплав полімеру наповнювачів, і для цього в конструкції черв'яків передбачається зона декомпресії, а черв'як має п'ятизонну конструкцію (див. рис. 1.3).

Перші три зони цього черв'яка такі самі, як і в тризонному черв'яку, а в додатковій, четвертій, глибина каналу різко збільшується, внаслідок чого зменшується тиск і відбувається дегазація розплаву. У п'ятій зоні має місце збільшення тиску та остаточна гомогенізація матеріалу. Аналогічну будову мають черв'яки екструдерів спеціального призначення: для введення в розплав полімеру спеціальних домішок, барвників тощо.

Черв'яки для виготовлення виробів із спінених полімерів мають аналогічну п'ятизонну геометрію.

Складність математичного моделювання процесу екструзії полягає в тому, що в процесі перероблення полімер послідовно проходить у робочих органах ряд станів, що описуються різними математичними моделями.

Кожна з вказаних складових процесу перероблення в даний час теоретично описана досить повно і докладно, проте реалізація теоретичних досліджень окремих зон для інженерних розрахунків ускладнена і при проектуванні устаткування переважно використовується практичний досвід та експериментальні результати. Це пояснюється таким, що масова витрата полімеру в будь-якому перерізі робочих каналів екструдера постійна і лімітуються лише одним із перелічених процесів. Тому розрахунок кожної зони, процесу чи стадії окремо не може надати достовірної інформації, оскільки при цьому не враховується їх взаємний зв'язок і взаємний вплив.

Тому актуальною є задача розробки концепції побудови математичних моделей процесу підготовки розплаву в цілому як послідовності математичних моделей окремих зон із врахуванням перехідних областей, що дозволило б для певної витрати здійснити пошук як геометрії робочих органів, так і основних параметрів процесу перероблення з метою забезпечення потрібної якості виробу за наявності потрібної інформації про перероблюваний матеріал за мінімально потрібних енергетичних витрат.

Розглянемо моделювання окремих функціональних зон екструзії.

1.8.2. Зона подачі

Більш докладно зупинимось на аналізі лише тих праць, у яких розглядають процес екструзії при завантаженні екструдерів гранульованими чи порошкоподібними полімерами. Результати досліджень наводяться в ряді монографій [28, 30, 31, 32, 38–43 та ін.], дисертаційних праць [44–51 та ін.], а також численних статтях та інших публікаціях.

Полімер у зоні подачі перебуває у твердому стані. Під час руху полімеру по каналу черв'яка в цій зоні відбувається його розігрів, ущільнення і розвивається тиск внаслідок тертя полімеру по поверхням черв'яка і циліндра. Наразі запропоновано багато математичних моделей [26–28, 30–33, 39–42], які описують процес руху і теплообміну в цій зоні, проте майже у всіх працях розглядається «плоскопаралельна» модель процесу.

У працях [26, 39, 40] процес подачі розглянуто як під час руху матеріалу в транспортних черв'яках. Проте, на відміну від транспортних черв'яків з неповним заповненням витків, механізм переміщення сипких полімерів у зоні подачі має ряд особливостей. По-перше, полімер переміщується в закритому і повністю заповненому каналі, утвореному порівняно неглибокою нарізкою черв'яка і стінкою циліндра, тому відбувається ущільнення гранул за рахунок сил тертя об черв'як і стінку циліндра. По-друге, на процеси, що проходять у зоні подачі, впливають наступні за нею зони плавлення, гомогенізації та формувальна головка, що створюють опір на виході зони.

В основу багатьох теоретичних праць, присвячених дослідженню процесу подачі, закладено фізичну модель, розроблену в працях [28, 38, 32], у якій передбачається, що під час руху гранул полімеру вздовж каналу черв'яка ущільнені частинки не зміщуються одна відносно одної і рухаються як еластична пробка за рахунок сил сухого тертя полімеру об черв'як і стінку циліндра. Унаслідок проковзування пробки відносно черв'яка її осьова швидкість, що визначає витрату зони подачі, виявляється залежною від співвідношення сил тертя пробки об черв'як і стінку циліндра. З аналізу полів швидкості і сил, що діють у каналі черв'яка, отримані залежності для визначення масової витрати, осьового тиску і потужності, що витрачається на подолання сил тертя. Їх аналіз дозволив зробити висновки про можливість інтенсифікації процесу. Зок-

рема зазначено, що витрата зони подачі значною мірою залежить від співвідношення сил тертя полімеру об черв'як і стінку циліндра, що, у свою чергу, залежать від площі поверхні черв'яка і циліндра, які контактують з пробкою, і коефіцієнтів тертя об черв'як і стінку циліндра. За інших однакових умов підвищення коефіцієнта тертя об стінку циліндра і зменшення коефіцієнта тертя об черв'як сприяє підвищенню витрати зони подачі. Встановлено також експоненціальне зростання тиску по довжині зони подачі. Крім цього, пористість полімерної пробки обумовлює нерівномірність розподілу бічного тиску на поверхнях контакту зі стінкою циліндра і черв'яком, що в деяких працях враховується введенням коефіцієнта бічного тиску, визначення якого є проблематичним.

Значна частка потужності, що підводиться від урухомника, розсіюється у вигляді теплоти на поверхнях тертя. Ця теплота частково відводиться системою охолодження зони подачі, а частково витрачається на підвищення температури полімерної пробки. Теоретичний розв'язок показує, що тиск зростає експоненціально і внаслідок «сухого» тертя температура підвищується в порівняно тонкому шарі біля поверхонь контакту [39, 40], досягаючи значення температури плавлення, після чого механізм «сухого» тертя переходить у механізм в'язкісного тертя. Тому зона подачі має інтенсивно охолоджуватися для попередження передчасного плавлення, яке може призвести до заклинювання черв'яка.

Потрібно зазначити, що неізотермічність процесу впливає на значення коефіцієнтів тертя, що у свою чергу впливає на характер розподілу сил тертя і весь процес подачі.

Теоретичний аналіз сприяв появі нових конструктивних рішень. З'явилися так звані екструдери з жорсткою характеристикою, особливістю яких є заміна гладкого циліндра на циліндр, що має втулку з пазами в зоні подачі [27, 45, 63–65 та ін.]. Аналіз праць дозволяє відзначити такі особливості процесу подачі екструдерів, що у свою чергу впливають на весь процес екструзії. Наявність поздовжніх пазів (каналок) різного перерізу на внутрішній поверхні циліндра, глибина яких зменшується до нуля на довжині $(3-5)D$ від краю завантажувального бункера, істотно впливає на співвідношення сил тертя в каналі черв'яка, оскільки при цьому штучно збільшується коефіцієнт тертя полімеру об стінку циліндра. Гранули, що рухаються в каналках втулки, перешкоджають переміщенню в тангенціальному напрямку інших гранул, що заповнюють канал черв'яка, і це призводить до збільшення осьової складової швидкості полімерної пробки. Вплив каналок більш ефективний у сполученні зі зменшеною (порівняно зі звичайним екструдером) глибиною каналу черв'яка. Зменшення глибини каналу призводить до зниження масової витрати, однак у даному випадку збільшення осьової складової швидкості полімерної пробки виявляється більш істотним і витрата зони подачі в цілому збільшується.

Як уже відзначалося, характер зміни тиску по довжині зони подачі експоненціальний, однак абсолютні значення його у екструдерів із жорсткою характеристикою на виході зони подачі різко зростає і може досягти величин майже 150 МПа, зафіксованих експериментально [63, 64].

Збільшення питомої витрати на оберт черв'яка в зоні подачі екструдерів із жорсткою характеристикою разом із зростанням тиску в цій зоні приводять до істотної зміни процесу екструзії в цілому [46, 63, 64]. Експериментально показано, що масова витрата екструдера малочутлива до зміни опору формувальної головки у досить широкому діапазоні, а градієнт тиску в наступних зонах став негативним, тобто в цих зонах полімер рухається переважно за рахунок тиску, створеного попередньо. Тому з'явилась можливість інтенсифікації процесу гомогенізації заміною гвинтової нарізки черв'яка в зоні гомогенізації більш інтенсивними змішувачами (змішувальними шайбами, гвинтовими змішувачами, дисковими головками та ін.).

Унаслідок зростання тиску в зоні подачі збільшується також і витрата потужності на подолання сил тертя. В усіх згаданих працях відзначається необхідність інтенсивного охолодження зони подачі з метою запобігання передчасного утворення плівки розплаву. Аналіз енергетичного балансу екструдерів із жорсткою характеристикою показав, що витрата потужності в зоні подачі складає від 10 до 50 % потужності урухомника [64]. При цьому найбільш ефективно працюють із втулками екструдери малих і середніх типорозмірів (до діаметра черв'яка 125 мм включно), оскільки зі збільшенням типорозміру екструдера збільшується також глибина каналу черв'яка і, отже, зменшується ефективність дії втулки [63, 64].

Теорія, розроблена для розрахунку зони подачі екструдерів з гладким циліндром, може бути використана і для розрахунків екструдерів із жорсткою характеристикою, якщо як коефіцієнт тертя об стінку циліндра використовувати приведений коефіцієнт тертя, що залежить як від коефіцієнтів тертя полімер–сталь і полімер–полімер, так і від геометрії канавок і черв'яка [26, 35, 65 та ін.]. Однак складності визначення цього коефіцієнта роблять теоретичні розрахунки обмежено придатними для практики, а конструювання зони подачі в багатьох випадках ґрунтується на експериментальних даних [26, 35, 65].

Основне припущення під час аналізу роботи зони подачі полягає в тому, що тверді частинки полімеру, ущільнюючись, утворюють еластичну пробку, у якій відсутні деформації зсуву. На пробку діють сили тертя, які виникають між поверхнями пробки, циліндра й черв'яка [66–72]. Автори зазначених праць рекомендують різні формули для розрахунку продуктивності зони подачі одночерв'ячних екструдерів (табл. 1.2).

Таблиця 1.2

Формули для розрахунку продуктивності зони подачі одночерв'ячного екструдера

| Автор | Умови застосування | Розрахункова залежність |
|-------------------------|--|--|
| Сілін В.О. [66] | Для випадку нерівності коефіцієнтів тертя полімерів по поверхні черв'яка ($f_{\text{ч}}$) та циліндра ($f_{\text{ц}}$) | $G = \frac{\pi(D^2 - d^2)(t - e)60N\rho\psi}{8 \cdot 10^3} \cdot \left\{ \frac{\cos \alpha_D \cos[\alpha_D + (90 - \beta)]}{\left(1 + \frac{t}{\pi D}\right) \cos(90 - \beta)} + \frac{\cos \alpha_d \cos[\alpha_d + (90 - \beta)]}{(1 + k) \cos(90 - \beta)} \right\} \quad (1.1)$ |
| Сілін В.О. [66] | Для випадку рівності коефіцієнтів тертя $f_{\text{ч}}$ та $f_{\text{ц}}$ | $G = \frac{\pi(D^2 - d^2)(t - e)60N\rho\psi}{8 \cdot 10^3} \cdot \left\{ \frac{\cos \alpha_D \cos[\alpha_D + (90 - \beta)]}{\left(1 + \frac{t}{\pi D}\right) \cos(90 - \beta)} + \frac{\cos \alpha_d \cos[\alpha_d + (90 - \beta)]}{2 \cos(90 - \beta)} \right\} \quad (1.2)$ |
| Рахманов В.С. [74] | Для розрахунку об'ємної продуктивності | $Q = \frac{\pi D^3 \text{tg}^3 \alpha_D}{2} \cdot \left[2,303 \lg \frac{\sin \alpha_d}{\sin \alpha_D} + \frac{1}{2} (\cos^2 \alpha_D - \cos^2 \alpha_d) \right] N - \frac{\pi^2 D^3 \text{tg}^3 \alpha_D \text{tg}(90 - \beta)}{4} \times$ $\times \left[\frac{\sin(\alpha_d - \alpha_D)}{\sin \alpha_D - \sin \alpha_d} + \cos(\alpha_d + \alpha_D) \sin(\alpha_d - \alpha_D) + \frac{\pi}{90} (\alpha_d - \alpha_D) \right] N \quad (1.3)$ |
| Мак-Келві Д. М. [66] | Те саме | $Q = \frac{\pi D N \cos \alpha_D}{\cos \alpha_d + \sin(90 - \beta) \text{ctg} \alpha_D} W h \quad (1.4)$ |
| Шнайдер К. [70] | " | $Q = \pi^2 D h (D - h) \frac{t - e}{t} N \frac{\text{tg} \alpha_D \text{tg}(90 - \beta)}{\text{tg} \alpha_D + \text{tg}(90 - \beta)} \quad (1.5)$ |
| Шенкель Г. [74] | " | $Q = \pi^2 D h^2 (D - h) N \sin \alpha_D \cos \alpha_D [1 - \text{tg} \alpha_D \text{ctg}(90 - \beta)] \quad (1.6)$ |
| Дарнелл В., Мол Е. [75] | " | $Q = \pi^2 D h N (D - h) \frac{\text{tg} \alpha_D \text{tg}(90 - \beta)}{\text{tg} \alpha_D + \text{tg}(90 - \beta)} \quad (1.7)$ |

У залежностях (1.1)–(1.7) прийнято такі позначення: G – масова продуктивність зони подачі; D – зовнішній діаметр черв'яка; d – діаметр осереддя черв'яка, t – крок нарізки черв'яка вздовж його осі; ρ – насипна маса; ψ – коефіцієнт заповнення гвинтового каналу в зоні завантаження; α_D – кут підйому гвинтової лінії по зовнішньому діаметру черв'яка; α_d – кут підйому гвинтової лінії по діаметру осереддя черв'яка; $(90-\beta)$ – кут напрямку руху пробки матеріалу відносно площини, перпендикулярної осі черв'яка та циліндра; $k=f_{\text{ц}}/f_{\text{ч}}$ – відношення коефіцієнтів тертя полімеру по поверхні циліндра й черв'яка, W і h – ширина й висота гвинтового каналу.

Імовірність застосування деяких з наведених формул (див. табл. 1.2) перевірена авторами праці [76] на експериментальному одночерв'ячному екструдері із прозорим циліндром. Результати експериментів із гранульованим удароміцним полістиролом при вільному виході (без дроселювання) із зони подачі наведені на рис. 1.8.

Найкращий збіг з експериментальними даними (пряма 5) дає формула В. А. Сіліна (1.1) (пряма 3), найгірше – формула В. С. Рахманова (1.3) (пряма 4). Розрахунки за формулами Г. Шенкеля (1.6) (пряма 2) і Дарнелла-Мола (1.7) (пряма 1) дають результати завищенні порівняно з експериментальними даними (пряма 5).

П. К. Кленк [77] на основі аналізу роботи зони подачі запропонував рівняння для розрахунку об'ємної продуктивності за різних конфігурацій геометрії циліндра у цій зоні (табл. 1.3).

У формулах (1.8)–(1.10): δ – радіальний проміжок між циліндром і зовнішнім діаметром черв'яка; i , B , H – кількість, ширина й глибина пазів у внутрішній поверхні матеріального циліндра в зоні завантаження, відповідно.

Таблиця 1.3

Залежності для розрахунку об'ємної продуктивності зони подачі

| Умови застосування | Розрахункова залежність |
|--|---|
| Для гладкого конічного циліндра, для коротких циліндричних втулок з малою конусністю | $Q = \left[\pi(D-h)h \frac{t-e}{t} + \pi \left(D + \frac{\delta}{2} \right) \frac{\delta}{2} \right] N \frac{D}{2} \frac{\text{tg} \alpha_D \text{tg}(90-\beta)}{\text{tg} \alpha_D + \text{tg}(90-\beta)} \quad (1.8)$ |
| Для циліндра з прямокутними пазами | $Q = \left[\pi(D-h)h \frac{t-e}{t} + iBH \right] N \frac{D}{2} \frac{\text{tg} \alpha_D \text{tg}(90-\beta)}{\text{tg} \alpha_D + \text{tg}(90-\beta)} \quad (1.9)$ |
| Для циліндра з прямокутними конічними пазами | $Q = \left[\pi(D-h)h \frac{t-e}{t} + \pi \left(D + \frac{\delta}{2} \right) \delta + iBH \right] N \frac{D}{2} \text{tg} \alpha_D \quad (1.10)$ |

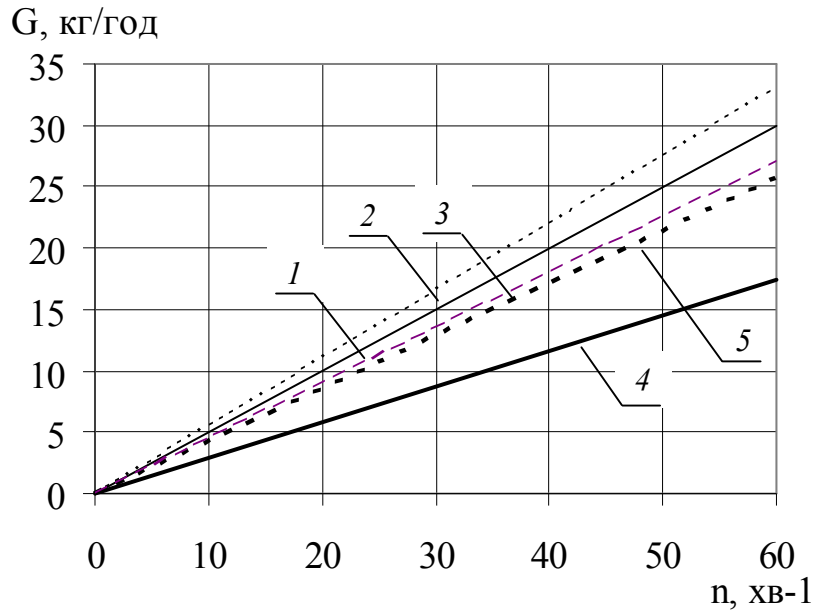


Рис. 1.8. Теоретична залежність продуктивності зони подачі від частоти обертання

Недоліком розглянутих теоретичних та експериментальних праць є те, що в них не враховуються процеси теплообміну з поверхнями черв'яка і циліндра, які мають суттєвий вплив на роботу зони подачі. За певних умов у зоні подачі тиск може досягати 100...150 МПа [63], що пов'язано зі значними тепловиділеннями внаслідок сухого тертя гранул полімеру об стінки черв'яка і циліндра. З іншого боку теоретичні дослідження проводились окремо для зони подачі без врахування впливу наступних зон плавлення і гомогенізації, а тому продуктивність зони подачі, яка обчислена за наведеними формулами, у більшості випадків не дорівнює продуктивності екструдера, оскільки остання визначається зазвичай продуктивністю зони гомогенізації. Дійсно, для забезпечення повного заповнення нарізки черв'яка полімером потрібно, щоб потужністю можлива продуктивність зони подачі була більшою за продуктивність зони плавлення, а остання – більшою за продуктивність зони гомогенізації. У зв'язку з цим продуктивність екструдера потрібно розраховувати із врахуванням взаємного впливу всіх зон.

1.8.3. Зона плавлення

Інтенсивна розробка теорій плавлення в робочому об'ємі одночерв'ячного екструдера почалася із середини п'ятидесятих років XX сторіччя. У цей же період була виконана значна кількість експериментальних праць з вивчення закономірностей перебування термопластів у зоні плавлення. До перших праць у цій області потрібно насамперед віднести праці Е. Бернхарда, Д. М. Мак-Келві, Б. Маддока та ін. [32, 34, 78]. Особливу роль у розвитку теоретичного аналізу зони плавлення внесла наукова школа З. Тадмора [26, 36, 37, 43].

Механізм процесу плавлення реалізується тоді, коли товщина плівки, що утворюється біля стінки циліндра, перевищує величину проміжку між гребенем витка і стінкою циліндра, розплав починає зрізатися штовхальним гребенем витка і утворюється область розплаву, що транспортується вздовж штовхального гребеня. Розміри області розплаву поступово збільшуються за рахунок плавлення полімерної пробки і за певних умов відбувається її руйнування, після чого починається зона гомогенізації

Для розв'язання задачі Тадмор використовував плоскопаралельну модель черв'яка і прийняв ряд спрощень. До них належать припущення про стаціонарність процесу, суцільність твердої пробки, що має прямокутний переріз і займає частину каналу біля пасивного гребеня, чітко виражену границю розділу «плівка розплаву – тверда пробка», на якій відбувається плавлення полімеру. Швидкість руху твердого полімеру прийнята постійною і рівною швидкості на вході в зону плавлення. При розв'язанні рівнянь гідродинаміки рух розплаву у плівці розглянуто як рух між двома пластинами – стінкою циліндра і поверхнею поділу твердої й рідкої фаз. Оскільки плівка розплаву зрізається штовхальним гребенем черв'яка і не встигає наростати, її товщина залишається малою і приблизно постійна. У силу цього вплив градієнта тиску на профіль швидкості в плівці розплаву незначний і при розв'язанні не враховується. При інтегруванні рівняння енергії прийнято, що теплота передається лише теплопровідністю по товщині плівки, а як граничні прийнято умови першого роду на стінці циліндра й поверхні розділу фаз. Виконана Тадмором оцінка зміни температури твердого шару по товщині показала, що внаслідок малої теплопровідності полімеру вона змінюється від температури плавлення на поверхні розділу фаз до температури, з якою полімер надходить у екструдер, на невеликій товщині прогрітого шару і нею можна знехтувати. Для визначення товщини плівки і ширини твердої пробки, яка змінює геометричні розміри, використані рівняння теплового балансу на межі поділу фаз і матеріального балансу по витраті твердого полімеру і утвореного розплаву.

Надалі описана модель модифікувалася та уточнювалася в багатьох теоретичних і експериментальних працях, у яких враховувалися: неізотермічність полімерної пробки і вплив на її плавлення теплопровідності з боку області розплаву і з боку черв'яка; утворення плівки розплаву не тільки біля стінки циліндра, але й біля поверхні черв'яка; циркуляція розплаву і зміна швидкості руху, а також інші фактори [26, 39–42, 63, 79–85 та ін.].

Поставлена задача була розглянута для ньютонівської і степеневих моделей рідини, як без урахування, так і з урахуванням зміни температури по товщині плівки розплаву, а також виконана оцінка впливу конвективної складової, кривизни каналу, конусності черв'яка, проміжку між гребенем витка і циліндром [43]. Порівняння з експериментальними даними показало задовільну збіжність, причому зазначено, що ньютонівська модель прогнозує більш шви-

дке плавлення наприкінці зони. Довжина зони плавлення для черв'яків з конічним осереддям менше, однак існує граничне значення конусності, перевищення якого спричиняє зниження витрати і її пульсації. Збільшення проміжку між гребенем витка і стінкою циліндра сповільнює процес плавлення, оскільки при цьому збільшується товщина плівки розплаву. При значному збільшенні температури стінки циліндра зменшується в'язкість у плівці розплаву (зменшується дисипація енергії), також сповільнюючи процес плавлення.

Серед відомих схем плавлення в гвинтовому каналі черв'ячного екструдера можна виділити основні чотири, наведені на рис. 1.9. Насамперед варто виділити загальні риси поданих схем. Дані схеми отримані в припущенні про малу висоту каналу порівняно з діаметром черв'яка, що дозволило розгорнути канал на площину та розглядати процеси в декартовій системі координат. Крім того, у розгорнутому на площину каналі рухається верхня площина 2 зі швидкістю V_{cx} , що являє собою розгортку корпусу, а черв'як є нерухомим. Тверда пробка моделюється прямокутною стрічкою, що змінює свої розміри в процесі руху її уздовж гвинтового каналу черв'яка.

На рис. 1.9 наведено основні схеми плавлення полімеру в каналі екструдера, запропоновані такими авторами як Маддоком і Стрітом [34] (рис. 1.9, а), Менжесом і Кленком [77] (рис. 1.9, б), Ліндтом [84, 85] (рис. 1.8, в), Тадмором [36] (рис. 1.9, г). Механізми плавлення за схемами згідно з рис. 1.9 припускають наявність навколо всіх чотирьох сторін областей розплаву.

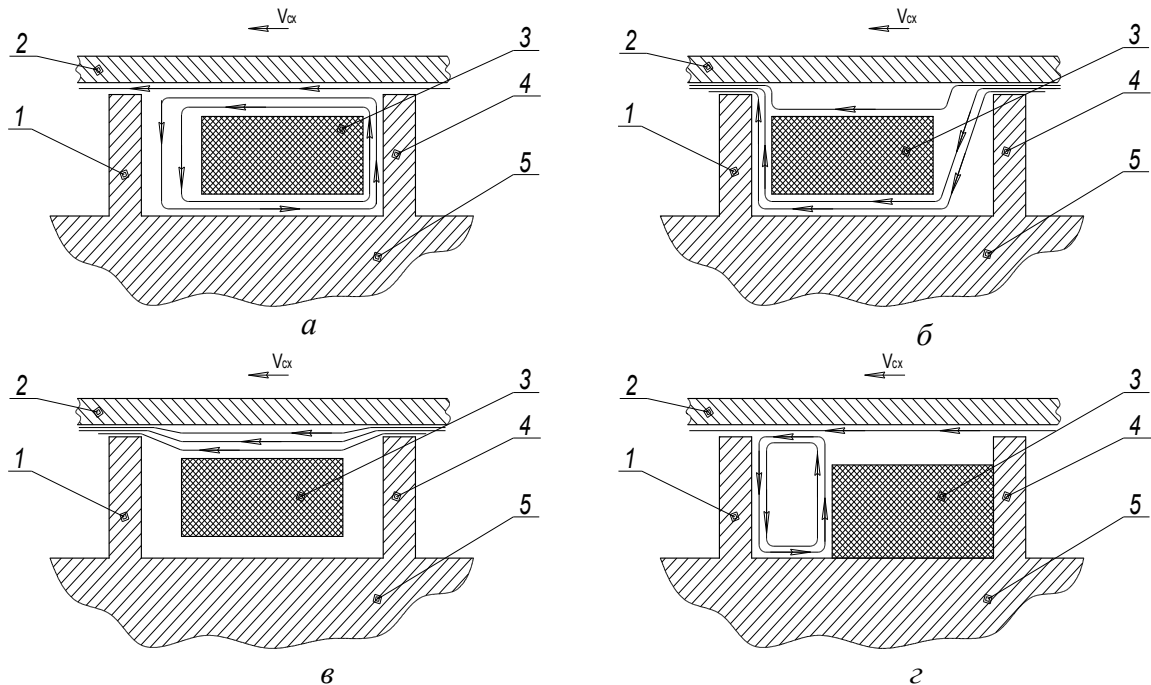


Рис. 1.9. Основні схеми плавлення полімерних матеріалів у черв'ячному екструдері:
1 – штовхальна стінка гребеня черв'яка; 2 – корпус; 3 – тверда пробка; 4 – передня стінка нарізки черв'яка; 5 – осереддя черв'яка

За схемою на рис. 1.9, *а*, області розплаву між твердою пробкою і трьома поверхніми каналу (корпусом, осереддям і передньою стінкою гребеня черв'яка) являють собою тонкий шар. Область розплаву між твердою пробкою і штовхальною стінкою постійно зростає за рахунок переходу розплавленої маси з твердої пробки в цю область. Різниця між схемами на рис. 1.9, *а* і 1.9, *б*, полягає в тому, що механізм плавлення згідно з Менжесом і Кленком [77] припускає накопичення розплаву полімеру між твердою пробкою і передньою стінкою нарізки черв'яка.

Механізм плавлення Тадмора (рис. 1.9, *з*) припускає наявність двох областей розплаву, розташованих між поверхніми, з одного боку корпуса і штовхальною стінкою черв'яка, а з іншого боку – відповідними поверхніми твердої пробки полімеру. Причому накопичення розплаву матеріалу відбувається в тій же області, що і за схемою на рис. 1.9, *а*. Потрібно також відзначити, що відповідно до теорії Тадмора товщина шару розплаву, розташованого між твердою пробкою і корпусом, постійно зменшується, що для реальних режимів роботи не завжди відповідає дійсності.

У праці [86] виділяється три групи моделей плавлення: модель Тадмора, описана вище, модель Ліндта [84, 85] і модель Кленка [77]. У моделі Ліндта враховується циркуляція розплаву, а модель Кленка, характерна для екструдерів великого типорозміру і перероблення полімерів типу ПВХ, розплав яких рухається з проковзуванням, твердий полімер оточений плівкою розплаву, яка поступово збільшується та істотно зменшує швидкість плавлення. Найбільш рідко реалізується модель Кленка [77].

Існування всіх трьох описаних механізмів плавлення підтверджено експериментально, а реалізація їх у кожному конкретному випадку залежить від різних факторів: полімеру, який переробляється, типорозміру екструдера, геометрії черв'яка, конструкції зони подачі, режиму перероблення та ін. Положення пробки залежить від градієнта тиску $\partial P / \partial x$ у поперечному напрямку, створеного в екструдері.

Хоча в математичних моделях останніх праць [87–89] була врахована велика кількість зовнішніх і внутрішніх факторів стосовно твердої пробки, однак профіль твердої пробки значно відрізнявся від профілю, отриманого експериментально. Звичайно, результати експериментів не підтверджують строго прямокутний профіль поперечного перерізу твердої пробки, як це наведено у схемах на рис. 1.9. Проте в більшості випадків профіль пробки близький до прямокутного за наявності закруглених форм переходів між сторонами.

В останні роки досить широке визнання отримали китайські вчені на чолі з професором Зу Фухуа, що провели значний обсяг досліджень процесів неізотермічної екструзії. Особливо цінні результати були отримані за допомогою динамічної візуалізації процесів плавлення і змішування з використанням черв'яків різної конфігурації [35, 90].

У працях [30, 31] обґрунтована доцільність модульного підходу до моделювання процесу, коли під модулями розуміються елементи об'єму робочих органів устаткування, у яких проходить процес, що описується однією і тією ж математичною моделлю, а входними параметрами кожного модуля є вихідні параметри попереднього модуля. Модульний підхід дозволяє будувати моделі процесів підготовки розплаву полімеру як набір певної послідовності модулів, що з'єднуються відповідним чином сформульованими умовами їх стикування. Цей набір модулів залежить від конструктивної схеми процесу екструзії.

Проведений аналіз наукових праць з дослідження процесів плавлення у гвинтовому каналі черв'ячних екструдерів показує, що, незважаючи на досягнуті результати в області математичного моделювання процесів плавлення полімерних матеріалів, теоретичних моделей, цілком адекватних експериментальним результатам, у даний час не існує. Подальша розробка математичних моделей, очевидно має об'єднати збалансованість аналітичних і числових методів розв'язання за максимальної коректності прийнятих допущень.

У переважній більшості праць з моделювання процесу плавлення розглядається обернена модель черв'яка, яка приводить задачу до прямокутної системи координат, вважаючи черв'як нерухомим і розгорнутим на площині, а циліндр, також розгорнутий на площині, таким, що рухається відносно каналу черв'яка. Процес плавлення відбувається зі зняттям плівки розплаву, що утворюється біля поверхні циліндра. Потрібно зазначити, що така модель не повністю відповідає дійсності, оскільки в реальному процесі швидкість руху полімеру відносно черв'яка і циліндра буде іншою, а крім того процеси біля поверхні черв'яка, що в дійсності обертається, умовно переносяться до стінки циліндра. Крім цього, розв'язання моделі здійсненне числовими методами і розроблені програми є недоступними для широкого кола фахівців.

1.8.4. Зона гомогенізації

Дослідженню процесу гомогенізації присвячена найбільша кількість праць з перероблення полімерів, оскільки цей процес відповідає за якість готового виробу і найбільш коректно може бути описаний класичними рівняннями збереження маси, кількості руху та енергії. При цьому найбільша увага приділяється гідродинаміці течії розплаву в каналі черв'яка [26, 30, 31, 39, 40]. Аналіз досліджень досить докладно виконаний у працях [26, 28, 30–32, 34, 38, 78]. Для теоретичних розв'язків зазвичай береться плоскопаралельна модель черв'яка, для якої виконані розв'язки за умов ізотермічних і неізотермічних процесів як для ньютонівської, так і неньютонівської моделей рідини.

У праці [39] дається аналітичне розв'язання рівнянь гідродинаміки при градієнтній течії рідини між нерухомою і рухомою пластинами, реологічні властивості якої описуються степеневим рівнянням.

Можливі варіанти розподілу напружень і відповідні їм профілі швидкості, проаналізовані в праці [39], зображені на рис. 1.10, де x – координата в напрямку течії, а y_0 – координата точки екстремуму на профілі швидкості. Для цих варіантів одержані відповідні залежності для розрахунку профілів швидкості і градієнтів тиску, які використаємо для розрахунку процесу в області розплаву. Розрахункові залежності одержані для рідини, реологічні властивості якої описуються степеневим рівнянням [39]

$$\tau = K_0 |\dot{\gamma}|^{n-1} \dot{\gamma}. \quad (1.11)$$

Розглянемо профілі швидкості плоскопаралельної моделі, рис. 1.9. Складова швидкості W_x є циркуляційною складовою, профіль якої відповідає випадку $(\partial P / \partial x) > 0$, а продуктивність у напрямку осі x дорівнює нулю. Для цього випадку в праці [39] одержана така залежність для профілю швидкості

$$W_x = V_x \frac{|\eta - \eta_0|^{\frac{1}{n}+1} - |\eta_0|^{\frac{1}{n}+1}}{|1 - \eta_0|^{\frac{1}{n}+1} - |\eta_0|^{\frac{1}{n}+1}}, \quad (1.12)$$

де $\eta = y/H$ – безрозмірна координата, $\eta_0 = y_0/H$ – безрозмірна координата екстремуму на профілі швидкості.

Значення η_0 має задовольняти рівняння нерозривності і в результаті його інтегрування в [39] одержано такий вираз для визначення η_0 у випадку нульової продуктивності

$$(1 - \eta_0)^{\frac{1}{n}+2} + \eta_0 |\eta_0|^{\frac{1}{n}+2} - \left(\frac{1}{n} + 2 \right) \eta_0^{\frac{1}{n}+1} = 0. \quad (1.13)$$

Виконуючи диференціювання рівняння (1.12), одержимо вираз для визначення складової швидкості зсуву в напрямку осі x

$$\dot{\gamma}_x = \frac{\partial W_x}{\partial y} = V_x \frac{\left(\frac{1}{n} + 1 \right) |\eta - \eta_0|^{\frac{1}{n}}}{|1 - \eta_0|^{\frac{1}{n}+1} - |\eta_0|^{\frac{1}{n}+1}} \frac{1}{H} \quad (1.14)$$

Профіль складової швидкості W_z залежить від величини і знаку градієнта тиску $\partial P / \partial z$. Орієнтоване значення $\partial P / \partial z$ і його знак можна визначити за рівнянням для ньютонівської рідини [78]

$$\frac{\partial P}{\partial z} = \frac{12\mu}{H^3} \left(\frac{V_z H}{2} - \frac{G}{\rho b} \right), \quad (1.15)$$

де μ – в'язкість, яка визначається за обчисленими для попереднього кроку розрахунку значеннями швидкості зсуву і середньої температури розплаву, b – ширина розгорнутого каналу черв'яка $b = (S - E) \cos \varphi$.

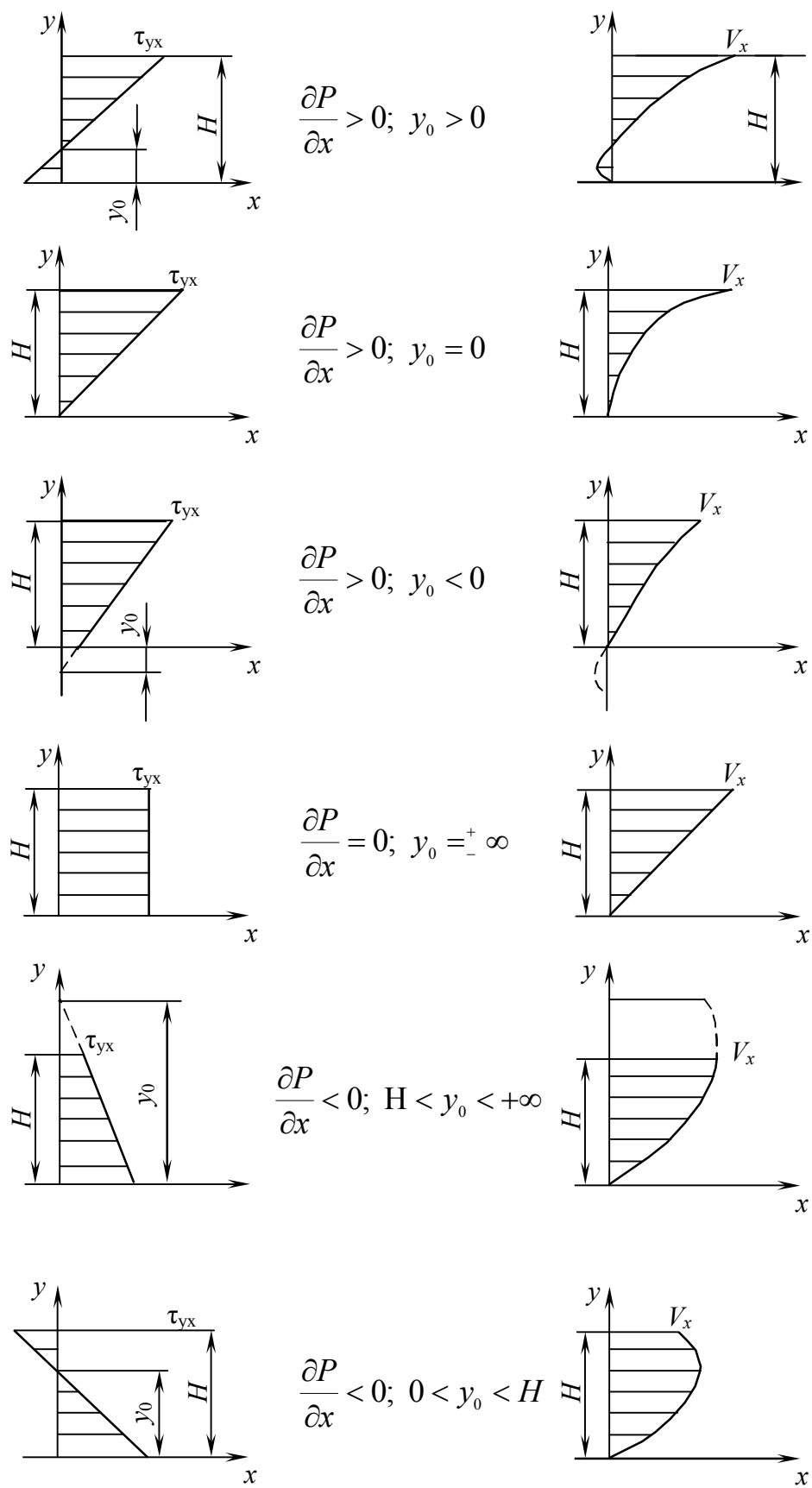


Рис. 1.10. Можливі варіанти розподілу напружень і відповідні їм профілі швидкості

Тоді значення η_0 можна знайти за залежностями [39]:

– для $(\partial P/\partial z) > 0$

$$\psi(\eta_0) = \frac{(1 - \eta_0)^{\frac{1}{n}+2} + \text{sign}\eta_0 |\eta_0|^{\frac{1}{n}+2} - \left(\frac{1}{n} + 2\right) |\eta_0|^{\frac{1}{n}+1}}{(1 - \eta_0)^{\frac{1}{n}+1} - |\eta_0|^{\frac{1}{n}+1}}; \quad (1.16)$$

– для $\partial P/\partial z < 0$

$$\psi(\eta_0) = \frac{\left(\frac{1}{n} + 2\right) |\eta_0|^{\frac{1}{n}+1} - \eta_0^{\frac{1}{n}+2} + |\eta_0 - 1|^{\frac{1}{n}+2} \text{sign}(\eta_0 - 1)}{\eta_0^{\frac{1}{n}+1} - |\eta_0 - 1|^{\frac{1}{n}+1}}, \quad (1.17)$$

де функція $\psi(\eta_0)$ визначається за рівнянням

$$\psi(\eta_0) = \frac{G\left(\frac{1}{n} + 2\right)}{\rho V_z H b}. \quad (1.18)$$

Відповідно абсолютна величина швидкості зсуву в напрямку z дорівнює

$$\dot{\gamma}_z = \frac{\partial W_z}{\partial y} = \left| \frac{V_z \left(\frac{1}{n} + 1\right) |\eta - \eta_0|^{\frac{1}{n}}}{|1 - \eta_0|^{\frac{1}{n}+1} - |\eta_0|^{\frac{1}{n}+1}} \right| \frac{1}{H}. \quad (1.19)$$

Гradient тиску залежно від його знаку уточнюється за одним із рівнянь [39]:

$$\text{– для } \partial P/\partial z > 0: \quad \frac{\partial P}{\partial z} = K_0 \left[\frac{V_z \left(\frac{1}{n} + 1\right)}{H^{\frac{1}{n}+1}} \right]^n \left[(1 - \eta_0)^{\frac{1}{n}+1} - |\eta_0|^{\frac{1}{n}+1} \right]^{-n}; \quad (1.20)$$

$$\text{– для } \partial P/\partial z < 0: \quad \frac{\partial P}{\partial z} = -K_0 \left[\frac{V_z \left(\frac{1}{n} + 1\right)}{H^{\frac{1}{n}+1}} \right]^n \left| \left[\eta_0^{\frac{1}{n}+1} - |1 - \eta_0|^{\frac{1}{n}+1} \right] \right|^{-n}. \quad (1.21)$$

Для степеневого рівняння компоненти напружень дорівнюють:

$$\tau_{yx} = K_0 \left(\sqrt{\dot{\gamma}_x^2 + \dot{\gamma}_z^2} \right)^{n-1} \dot{\gamma}_x \exp[-\beta(T - T_0)]; \quad (1.22)$$

$$\tau_{yz} = K_0 \left(\sqrt{\dot{\gamma}_x^2 + \dot{\gamma}_z^2} \right)^{n-1} \dot{\gamma}_z \exp[-\beta(T - T_0)], \quad (1.23)$$

де значення $\dot{\gamma}_x$ і $\dot{\gamma}_z$ визначаються за рівняннями (1.14) і (1.19), а експонента враховує залежність в'язкості від температури. Тоді інтенсивність внутрішніх джерел визначається за залежністю

$$q_V = K_0 \left(\sqrt{\dot{\gamma}_x^2 + \dot{\gamma}_z^2} \right)^{n-1} (\dot{\gamma}_x^2 + \dot{\gamma}_z^2) \exp[-\beta(T - T_0)]. \quad (1.24)$$

Більш складні моделі розв'язуються числовими методами і спрямовані на визначення сумарної деформації зсуву, яка є одним із показників якості переробки. Проте якість переробки, з іншого боку можна оцінювати і за інтенсивністю дисипації, яка пов'язана з перемішуванням.

Для практичних розрахунків ефективним виявився метод ступеневої апроксимації (покрокового розрахунку) [30, 31], суть якого полягає в тому, що течія розглядається як сума послідовно розташованих ділянок, у межах яких ряд параметрів вважається постійними, а їх зміна відбувається стрибкоподібно на межі поділу ділянок. Таке припущення дозволяє використовувати для розрахунку більш прості залежності при збереженні потрібної точності, що досить ефективно реалізується на ЕОМ. Таким чином, теорія течії розплаву в каналі черв'яка досить повно розроблена і дозволяє розрахувати витрату, тиск, температуру розплаву, а також енергетичні витрати, однак, при цьому геометрія черв'яка вважається заданою.

Аналіз теоретичних і експериментальних праць показує, що процеси течії, які проходять у каналах робочих органів екструзійного устаткування, мають ряд загальних особливостей:

- стаціонарність процесу підготовки розплаву;
- високу в'язкість полімеру, внаслідок якої ділянкою гідродинамічної стабілізації та силами інерції і тяжіння можна знехтувати;
- ламінарний режим течії;
- переважну двовимірність потоку, у якому одна із складових швидкості відповідає за продуктивність (масову витрату), а інша визначає значною мірою інтенсивність дисипації;
- конструктивні особливості робочих каналів, які полягають у тому, що один з розмірів набагато менший за решту.

Ці особливості дозволяють у ряді випадків істотно спростити розрахункові залежності. При цьому потрібно зазначити, що ускладнені моделі, які наводяться в літературних джерелах, дають за твердженнями авторів задовільну точність порівняно з експериментальними даними, незважаючи на різні уточнення і підходи до розв'язання рівнянь. Звідси можна зробити висновок, що ускладнення моделей дає уточнення, які знаходяться в межах похибок експерименту й похибок визначення реологічних і теплофізичних властивостей.

Отже, для інженерних розрахунків у багатьох випадках можна з достатньою точністю користуватися більш простими залежностями, до яких входять тільки величини, які мають найбільший вплив на процес.

1.9. Реологічні і теплофізичні властивості полімерних композицій

Для теоретичного дослідження процесу екструзії потрібно мати достовірні дані теплофізичних і реологічних залежностей за умов, за яких відбувається перероблення матеріалу.

Властивості вторинної сировини значно відрізняються від властивостей первинної сировини та залежать від терміну і умов експлуатації, способу перероблення та формування, наявності домішок тощо.

Проведені авторами [12] дослідження показали несподіване збільшення модуля пружності при збільшенні циклів перероблення, що було пояснено підвищенням кристалічності ПЕТФ. Із збільшенням циклів перероблення різко зменшується міцність (як ударна, так і під час розтягування).

Автор Назабаль із колегами [12] досліджували зміну в'язкості при багаторазовій переробці ПЕТФ литтям під тиском при 290 °С. Результати досліджень показали, що характеристична в'язкість і молекулярна маса ПЕТФ значно зменшується при збільшенні циклів перероблення (табл. 1.4).

Таблиця 1.4

Зміна властивостей ПЕТФ залежно від циклів перероблення [12]*

| Кількість циклів перероблення | Характеристична в'язкість | Молекулярна маса | Пластичність, % |
|-------------------------------|---------------------------|------------------|-----------------|
| 0 (первинний ПЕТФ) | 0,82 | 27 000 | – |
| 1 | 0,43 | 10 500 | 310±10 |
| 2 | 0,40 | 9 400 | 218±15 |
| 3 | 0,37 | 8 300 | 2,9±0,1 |
| 4 | 0,35 | 7 800 | 2,4±0,4 |
| 5 | 0,31 | 6 500 | 1,7±0,2 |

Проте така зміна молекулярної маси порівняно з первинним полімером відбувається без значних змін в ІЧ Фур'є-спектрах. Крім того, температурні переходи (температури склування, плавлення, кристалізації) залишалися майже постійними, а структура кристалічної фази після лиття була подібною при збільшенні циклів, незважаючи на те, що ентальпії кристалізації й плавлення дещо підвищилися.

Головним результатом впливу кількості циклів переробки на властивості полімеру було різке падіння пластичності. Причому після однократної переробки ПЕТФ є пластичним настільки, що розрив відбувався тільки після значної холодної витяжки й зміцнення напругою. Значне зменшення пластичності мало місце після другого циклу, хоча ПЕТФ залишався пластичним. Після третього циклу спостерігається стрімка (в 100 разів) втрата пластичності.

Така непрогнозована поведінка сировини після рециклінгу доводить по-

требу ретельного дослідження властивостей вторинних полімерів і показує, що кількість циклів оброблення є обмеженою.

1.9.1. Реологічні властивості полімерних композицій

Однією з основних задач, пов'язаних з гідродинамікою течії псевдопластичних рідин, є визначення реологічних залежностей. Зазвичай поведінка розплавів полімерів за умов перероблення відхиляється від ньютонівської (аномалія в'язкості), причому в'язкість зі зростанням швидкості зсуву $\dot{\gamma}$ зменшується. Поведінка розплавів полімерів за умов зсувної течії описується за допомогою залежностей Оствальда де Віля, Рейнера-Філіпова, Елліса, Пауелла-Ейрінга, Біккі, Рауса й інших, а також залежностей на їх основі, наприклад, для умов складного зсуву [31, 51, 63, 78, 91–97].

Для апроксимації експериментальних даних найбільш поширеною є залежність Оствальда де Віля (степеневий закон), згідно з яким в'язкість апроксимується формулою [31]

$$\eta = K \left| \frac{I_2}{2} \right|^{\frac{n-1}{2}}. \quad (1.25)$$

де I_2 – квадратичний інваріант тензора швидкості деформації [95]

$$\frac{I_2}{2} = 2 \left[\left(\frac{\partial v_x}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_y}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_z}{\partial z} \right)^2 \right] + \left[\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right]^2 + \left[\frac{\partial v_z}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial z} \right]^2 + \left[\frac{\partial v_x}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial x} \right]^2. \quad (1.26)$$

Коефіцієнти K і n у загальному випадку залежать від швидкості зсуву і визначаються дослідним шляхом.

Для простого зсуву, коли відмінними від нуля є тільки компоненти τ_{yx} і $\dot{\gamma} = dWx/dy$, рівняння для визначення напружень має вигляд [31]

$$\tau_{yx} = K |\dot{\gamma}|^{n-1} \dot{\gamma}, \quad (1.27)$$

а для в'язкості маємо [31]

$$\eta = K |\dot{\gamma}|^{n-1}. \quad (1.28)$$

Потрібно зазначити, що рівняння (1.28) в логарифмічних координатах є рівнянням прямої, проте криві течії найчастіше не є прямими. Тому вони апроксимуються рівнянням (1.27) по частинах. Оскільки розплави полімерів є псевдопластичними рідинами ($n < 1$), то за малих швидкостей деформування рівняння (1.27) також не може застосовуватися, оскільки значення в'язкості при цьому прогнозується безмежно великим.

У випадку неізотермічної течії потрібно враховувати залежність в'язкості від температури. Показник степеня в багатьох випадках мало залежить від температури, а залежність коефіцієнта K від температури часто враховується законом Арреніуса [31, 51, 96, 97]

$$K = K_0 \exp \left[-\frac{\beta(T - T_o)}{T_o + 273} \right], \quad (1.29)$$

де K_0 – коефіцієнт консистенції, визначений за температури T_o ; β – температурний коефіцієнт, який визначається експериментально.

Тоді рівняння (1.27) набуває вигляду

$$\tau_{yx} = K_o |\dot{\gamma}|^{n-1} \dot{\gamma} \exp \left[-\frac{\beta(T - T_o)}{T_o + 273} \right]. \quad (1.30)$$

Дослідження реологічних властивостей полімерів і композиційних матеріалів на їх основі є об'єктом багатьох праць, у яких напрацьовано значний експериментальний матеріал віскозиметричних досліджень. У працях [32, 102–104] наведені результати експериментальних досліджень, потрібні для визначення реологічних властивостей ряду полімерів і деяких композиційних матеріалів на їх основі.

Поведінка розплавів композиційних полімерів може істотно відрізнятися від поведінки чистих полімерних розплавів. Наприклад, зміна концентрації твердої дисперсної фази в розплаві полімеру на 10 % приводить до зміни в'язкості композиції більше, ніж на 25 %, а введення в розплав 1 % (мас.) спінювального агента, може знизити в'язкість розплаву до 15 %.

На реологічні властивості композиційних полімерів впливає цілий ряд параметрів (матеріал та розміри частинок наповнювача, концентрація, зв'язок наповнювача з полімером-основою, температура), зміна яких спричинює зміну реологічної залежності.

Зростаючий попит на нові композиційні полімери потребує оцінювання реологічних властивостей теоретично без проведення експериментів, які потребують значних матеріальних витрат. Сьогодні напрацьовано великий обсяг робіт, спрямований на можливість теоретичного визначення реологічних властивостей наповнених полімерних матеріалів. Для залежності в'язкості композиційних полімерів запропоновано більше за сотню різних рівнянь [51, 95–97, 105].

Незважаючи на розмаїття такого роду аналітичних залежностей, в основу більшості з них, так чи інакше, покладена формула Ейнштейна, що може бути узагальнена у вигляді [51, 95]

$$\eta = \eta_n (1 + k_e \phi_n), \quad (1.31)$$

де η , η_n – в'язкість композиції і матричного полімеру, k_e – коефіцієнт Ейнштейна, ϕ_n – об'ємна частка дисперсної фази.

Формула Ейнштейна досить точно описує поведінку двофазних систем за умови малих (до 10 %) концентрацій дисперсної фази [109], однак тільки для твердого наповнювача. Існуючі залежності на основі рівняння (1.31) [50, 51, 96, 97, 105] одержані для суспензій з твердими частинками (з сферичними

і несферичними) за умов ідеального адгезійного зв'язку між компонентами матеріалу, з урахуванням і без урахування гідродинамічної взаємодії частинок наповнювача між собою.

При виготовленні спінених полімерів методом екструзії наповнювачем зазвичай є низькокипляча рідина (спінювальний агент). У міру руху суміші вздовж екструдера у каналі черв'яка вона перемішується, таким чином у каналі черв'яка утворюється емульсія «розплав полімеру – спінювальний агент».

У праці [110] в'язкість пінополімеру рекомендовано обчислювати за формулою Гута-Марка

$$\eta = \eta_n (1 - \varphi_n). \quad (1.32)$$

В основу цієї залежності також покладено формулу Ейнштейна (1.32), ($k_e=1$ – частинки сферичної форми).

У праці [105] для спінених полімерів запропонована залежність

$$\eta = \eta_n \frac{3(1 - \varphi_n)^2}{3 - \varphi_n}, \quad (1.33)$$

Проаналізуємо зміну ефективної в'язкості композиції за цими формулами представивши ці рівняння у вигляді $\eta = \eta_n k$, де $k = 1 - \varphi_n$ для формули (1.32), $k = 3(1 - \varphi_n)^2 / (3 - \varphi_n)$ для формули (1.33). Залежності (1.32) і (1.33) передбачають зменшення в'язкості композиції порівняно з в'язкістю розплаву основного полімеру залежно від об'ємної частки наповнювача.

Розрахована розбіжність у значеннях в'язкості, визначених за залежностями (1.32) і (1.33), досягає 50 %. Отже, можливість застосування цих формул сумнівна і потребує експериментальної перевірки.

Основними методами дослідження в'язкісних властивостей розплаву полімерів є віскозиметричні дослідження (на капілярних і ротаційних віскозиметрах) та спеціальні методи (динамічний, подвійного променезаломлення та ін.). Основним недоліком визначення реології для спінених полімерів є складність одержання досліджуваної композиції, оскільки це потребує додаткового устаткування для приготування емульсії «полімер – спінювач» і посиленої герметизації обладнання. Проведений аналіз цих методів на віскозиметрах різних типів показав їх непридатність для визначення в'язкості композиції розплаву полімеру з спінювальним агентом.

Для дослідження реологічних властивостей вторинних полімерів застосовують метод капілярної віскозиметрії.

У працях [50, 104] для дослідження композиційного полімеру запропонована конструкція віскозиметра на базі одночерв'ячного екструдера. Переваги такої конструкції перед іншими типами віскозиметрів: можливість проведення дослідження для робочих діапазонів температур, тисків і витрат, можливість проведення дослідження в стаціонарному режимі.

1.9.2. Теплофізичні властивості полімерних композицій

Для спінених полімерів широко представлені дослідні дані для готового продукту [10–19]. Брак результатів експериментальних дослідів теплофізичних властивостей для композиції «розплав полімеру – спінювальний агент» за умов екструзійного перероблення (температури та тиску) потребує додатково розраховувати теплофізичні властивості.

Результати експериментальних досліджень теплопровідності полімерів і деяких композиційних матеріалів на їх основі представлені у працях [102, 103, 112]. У працях [96, 105] наведені аналітичні залежності для визначення теплопровідності композиційних полімерів.

Нижче розглянуто лише залежності, які можуть бути застосовані для спінених полімерів.

У праці [54] для визначення теплопровідності композиційних полімерів (від вмісту в них наповнювача у вигляді сферичних частинок) запропоновано залежність

$$\lambda = \lambda_{\text{п}} \left(1 + \frac{\varphi_{\text{н}}}{(1 - \varphi_{\text{н}})/3 + \lambda_{\text{п}}/(\lambda_{\text{н}} - \lambda_{\text{п}})} \right), \quad (1.34)$$

де λ , $\lambda_{\text{п}}$ і $\lambda_{\text{н}}$ – теплопровідності композиційних полімерів, полімерної матриці й наповнювача; $\varphi_{\text{н}}$ – об’ємна частка наповнювача.

Теплопровідність композиційних полімерів, які являють собою полімерну матрицю, у якій ізольовані одна від одної кулясті частинки наповнювача, розташовані у вузлах правильної кубічної решітки, можна визначити за залежністю [96]

$$\lambda = \lambda_{\text{п}} \left[1 + 3\varphi_{\text{н}} / \left(\frac{\lambda_{\text{н}} + 2\lambda_{\text{п}}}{\lambda_{\text{н}} - \lambda_{\text{п}}} - \varphi_{\text{н}} + \frac{A}{B} + C \right) \right], \quad (1.35)$$

$$\text{де } A = 1,3091 \frac{\lambda_{\text{п}} - \lambda_{\text{н}}}{\lambda_{\text{н}} + 4\lambda_{\text{п}}/3} \varphi_{\text{н}}^{10/3} \left(1 - 0,1173 \frac{\lambda_{\text{п}} - \lambda_{\text{н}}}{\lambda_{\text{н}} + 6\lambda_{\text{п}}/5} \varphi_{\text{н}}^{11/3} \right)^2;$$

$$B = 1 + 0,4054 \frac{\lambda_{\text{п}} - \lambda_{\text{н}}}{\lambda_{\text{н}} + 4\lambda_{\text{п}}/3} \varphi_{\text{н}}^{7/3} - 6,6568 \frac{(\lambda_{\text{п}} - \lambda_{\text{н}})^2}{(\lambda_{\text{н}} + 4\lambda_{\text{п}}/3)(\lambda_{\text{н}} + 5\lambda_{\text{п}}/6)} \varphi_{\text{н}}^6;$$

$$C = 0,0723 \frac{\lambda_{\text{п}} - \lambda_{\text{н}}}{\lambda_{\text{н}} + 6\lambda_{\text{п}}/5} \varphi_{\text{н}}^{14/3} + 0,15256 \frac{\lambda_{\text{п}} - \lambda_{\text{н}}}{\lambda_{\text{н}} + 8\lambda_{\text{п}}/7} \varphi_{\text{н}}^6.$$

Якщо у формулі (1.35) обмежитися першими двома членами, отримують формулу

$$\lambda = \lambda_{\text{п}} + 3\varphi_{\text{н}}\lambda_{\text{п}} \frac{\lambda_{\text{н}} - \lambda_{\text{п}}}{\lambda_{\text{н}} + 2\lambda_{\text{п}}}, \quad (1.36)$$

якщо першими чотирма – формулу Релея

$$\lambda = \lambda_{\Pi} \left[1 + 3\varphi_{\Pi} / \left(\frac{\lambda_{\Pi} + 2\lambda_{\Pi}}{\lambda_{\Pi} - \lambda_{\Pi}} - \varphi_{\Pi} + 1,3091 \frac{\lambda_{\Pi} - \lambda_{\Pi}}{\lambda_{\Pi} + 4\lambda_{\Pi}/3} \varphi_{\Pi}^{10/3} \right) \right], \quad (1.37)$$

а якщо першими шістьма – формулу Мередіт і Тобіаса

$$\lambda = \lambda_{\Pi} \left[1 + 3\varphi_{\Pi} \left(\frac{\lambda_{\Pi} + 2\lambda_{\Pi}}{\lambda_{\Pi} - \lambda_{\Pi}} - \varphi_{\Pi} + \frac{1,3091(\lambda_{\Pi} - \lambda_{\Pi})/(\lambda_{\Pi} + 4\lambda_{\Pi}/3)\varphi_{\Pi}^{10/3}}{1 + 0,4054(\lambda_{\Pi} - \lambda_{\Pi})/(\lambda_{\Pi} + 4\lambda_{\Pi}/3)\varphi_{\Pi}^{7/3}} + \right. \right. \\ \left. \left. + 0,0723 \frac{\lambda_{\Pi} - \lambda_{\Pi}}{\lambda_{\Pi} + 6\lambda_{\Pi}/5} \varphi_{\Pi}^{14/3} \right)^{-1} \right]. \quad (1.38)$$

У праці [110] для визначення теплопровідності композиційних полімерів з дисперсними наповнювачами кулястої форми, а також газонаповнених композиційних полімерів (пінопластів) рекомендовано залежність Максвела

$$\lambda = \frac{2\lambda_{\Pi} + \lambda_{\Pi} - 2\varphi_{\Pi}(\lambda_{\Pi} - \lambda_{\Pi})}{2\lambda_{\Pi} + \lambda_{\Pi} + \varphi_{\Pi}(\lambda_{\Pi} - \lambda_{\Pi})} \lambda_{\Pi}. \quad (1.39)$$

У праці [96] для композиційних матеріалів з ізолюваними включеннями наведено трансцендентне рівняння

$$\frac{\lambda - \lambda_{\Pi}}{\lambda_{\Pi} - \lambda_{\Pi}} \left(\frac{\lambda_{\Pi}}{\lambda} \right)^{1/3} = 1 - \varphi_{\Pi}. \quad (1.40)$$

Виконані розрахунки показали, що за умов виготовлення спінених полімерів з достатньою точністю можуть бути застосовані рівняння (1.34), (1.37), (1.38) і (1.39) максимальне відхилення за цими формулами не перевищує 0,1 %.

Варто зазначити, що у формулі (1.35) з достатньою точністю можна обмежитися першими чотирма членами, оскільки формули (1.37) і (1.38) за даних умов дають ідентичні значення. Формулу (1.36) (перші два члени у рівнянні (1.35)) можна використовувати для значень $\varphi_{\Pi} < 0,1$.

Трансцендентне рівняння (1.40) з достатньою точністю можна використовувати для значень $\varphi_{\Pi} < 0,2$, проте його застосування ускладнює обчислення.

Значення густини для полімерів наведені у працях [102, 112], а густину композиційних полімерів приблизно можна розрахувати за правилом адитивності об'ємів n компонентів [96]

$$1/\rho = \sum_{i=1}^n (\bar{x}_i / \rho_i), \quad (1.41)$$

де ρ_i – густина i -го компонента композиційного матеріалу.

Для бінарного композиційного полімеру

$$\rho = \frac{\rho_{\Pi} \rho_{\Pi}}{\bar{x}_{\Pi} \rho_{\Pi} + (1 - \bar{x}_{\Pi}) \rho_{\Pi}}, \quad (1.42)$$

де \bar{x}_{Π} і \bar{x}_{Π} – масові частки полімерної матриці і наповнювача.

Густина газонаповнених композиційних матеріалів можна визначити

$$\rho = \rho_{\Gamma} \Phi_{\Gamma} + \rho_{\Pi} (1 - \Phi_{\Gamma}), \quad (1.43)$$

де ρ_{Γ} – густина газового наповнювача.

Об'ємну частку наповнювача можна виразити за масою часткою

$$\Phi_{\Pi} = \bar{x}_{\Pi} \rho / \rho_{\Pi}, \quad (1.44)$$

для бікомпонентного композиційного матеріалу [96]

$$\Phi_{\Pi} = \bar{x}_{\Pi} / \left(\bar{x}_{\Pi} + \frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{\Gamma}} (1 - \bar{x}_{\Pi}) \right). \quad (1.45)$$

Значення масової теплоємності для основних марок полімерів наведені у працях [102, 103, 112], а масову теплоємність композиційних полімерів, які складаються з n компонентів, можна визначити за правилом адитивності [96]

$$c = \sum_{i=1}^n \bar{x}_i c_i, \quad (1.46)$$

де \bar{x}_i і c_i – масова частка й масова теплоємність i -го компонента композиційного матеріалу.

Варто зазначити, що для більшості полімерних матеріалів у процесах плавлення і твердіння відбувається стрибкоподібна зміна масової теплоємності. Отже, під час теоретичного дослідження процесу перероблення для підвищення точності розрахунків варто враховувати зміну цього параметра від температури застосуванням апроксимуючих функцій для декількох інтервалів температури.

1.10. Висновки і задачі досліджень

Створення одночерв'ячних екструдерів для безперервного спінювання користується підвищеним попитом у провідних фірм-виробників полімерного машинобудування [20]. Процес одностадійного виробництва на базі одночерв'ячного екструдера є економічним, проте його впровадження пов'язане зі складністю визначення режимів перероблення, параметрів екструзії, геометрії робочих органів, особливо коли як сировину застосовують вторинні полімери. На теперішній час вибір цих параметрів проводиться експериментально, що потребує значних матеріальних витрат.

Для розв'язання цих задач і проектування екструзійного обладнання важливого значення набуває математичне моделювання процесу екструзії, яке дозволяє на основі числового моделювання здійснювати обґрунтований вибір геометрії робочих органів і режимів перероблення, які забезпечують відповідну якість продукції. Числове моделювання дозволяє також істотно скоротити обсяг експериментальних досліджень і зменшити вартість проектних робіт.

Викладений вище огляд праць з дослідження процесу екструзії дозволяє зробити такі висновки.

1. Під час перероблення спінених полімерів по довжині екструдера можна виділити такі зони: подачі, плавлення, гомогенізації розплаву полімеру, декомпресії із введенням спінювального агента, змішування спінювального агента з розплавом.

2. Теорія розрахунку зони подачі достатньо розроблена у літературі, однак у кожному конкретному випадку її потрібно доповнювати функціями, що описують здатність полімеру до стискування, залежність коефіцієнтів тертя і бічного тиску від температури, швидкості проковзування, тиску й інших факторів, а також функціями, що дозволяють з достатньою точністю визначити приведений коефіцієнт тертя об стінку циліндра. Це потребує проведення значного обсягу додаткових експериментальних робіт, що не завжди можливо при проектуванні і робить теоретичні розрахунки більш якісними, ніж кількісними. У теоретичних працях не враховується вплив наступних зон на характер процесів, що відбуваються в зоні подачі, незважаючи на те, що ці зони істотно впливають на процеси в зоні подачі.

3. Процеси плавлення і гомогенізації полімеру є досить складними та їх механізм залежить від типу полімеру, конструкції і типорозміру екструдера, а також від режиму перероблення. У переважній більшості праць з моделювання процесу екструзії розглядається обернена модель черв'яка, яка приводить задачу до прямокутної системи координат, вважаючи черв'як нерухомим і розгорнутим на площині, а циліндр, також розгорнутий на площині, таким, що рухається відносно каналу черв'яка. Процес плавлення відбувається зі зняттям плівки розплаву, що утворюється біля поверхні циліндра. Потрібно зазначити, що така модель не повністю відповідає дійсності, оскільки в ній процеси біля поверхні черв'яка, який у дійсності обертається, умовно переносяться до стінки циліндра. Це не дозволяє коректно враховувати умови теплообміну зі стінкою циліндра, що важливо під час перероблення спінених полімерів. Якщо розглядати процеси для випадку обертового черв'яка і нерухомого циліндра то при цьому змінюються граничні умови, що потребує розробки нових або модифікації відомих моделей окремих процесів (подачі, плавлення, гомогенізації).

4. Для одержання достовірних даних потрібне розроблення математичної моделі екструзії як послідовності моделей зон подачі, плавлення і гомогенізації із врахуванням їх взаємного впливу на базі розроблених математичних моделей окремих процесів.

5. Відсутність достовірних експериментальних даних для визначення реологічних властивостей композиції «полімер–спінювач» робить обмеженими можливості числового моделювання процесу екструзії спінених полімерів.

Значення ефективної в'язкості залежно від ступеня наповнення, обчис-

лені за відомими залежностями (1.32) і (1.33), дають значну розбіжність (до 50 %) і їх застосування може призвести до значних похибок розрахунку процесу. Це потребує проведення експериментальних досліджень реологічних властивостей сировини.

Для проведення реологічних досліджень композицій для виготовлення спінених полімерів потрібне створення спеціального віскозиметра на базі екструдера.

Для підвищення точності розрахунків при числовому дослідженні процесу екструзії потрібно враховувати зміну теплофізичних властивостей від температури застосуванням апроксимуючих функцій для декількох інтервалів температур.

У зв'язку з викладеним сформульовано такі задачі досліджень:

- розроблення фізичних і математичних моделей процесів подачі, плавлення та гомогенізації в робочих органах екструдера для одержання виробів із спінених полімерів;

- створення методики і алгоритмів розрахунку окремих зон екструзії (подачі, плавлення та гомогенізації, змішування), для випадку обертового черв'яка і нерухомого циліндра;

- розроблення методики і алгоритму розрахунку процесу екструзії виготовлення спінених полімерів;

- розроблення обладнання і проведення віскозиметричних досліджень композиції полімеру, коли наповнювачем є спінювальний агент;

- проведення числового розрахунку процесу екструзії. Порівняння результатів, отриманих теоретично та експериментально, з метою перевірки адекватності моделей реальному процесу;

- створення програмного забезпечення для інженерного розрахунку екструдерів для виготовлення спінених полімерів.

2. ЗАСАДИ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ, ЩО ПРОХОДЯТЬ В ЕКСТРУДЕРАХ

2.1. Основні положення моделювання процесу екструзії

У літературі процес екструзії розглядається як сукупність зон подачі, плавлення й гомогенізації, які описуються кожна окремо різними математичними моделями. Відповідно і вплив різних факторів аналізується окремо для кожної зони. У той же час з точки зору інженерних розрахунків потрібне створення моделі екструдера, де ці зони розглядаються послідовно, але із врахуванням їх взаємного впливу і взаємного зв'язку. Тільки такий підхід дає змогу створити потрібні для проектувальників методики інженерних розрахунків екструдерів. Дійсно, якщо розгорнути в площину канал черв'яка, як це показано на рис. 2.1, *а*, то стає очевидним зв'язок всіх зон і їх взаємний вплив, оскільки, наприклад, зміна опору формувальної головки впливає на процес по всій довжині черв'яка, що підтверджують проведені результати експериментальних досліджень. Такий підхід реалізований у працях [30, 31] і побудований на основі модифікованих класичних моделей процесів подачі, плавлення і гомогенізації, об'єднаних у алгоритми розрахунку екструдерів. Результати розрахунків показали ефективність такого підходу, проте розроблені моделі дозволили обчислювати тільки інтегральні показники, як, наприклад, середня температура і не дають можливості обчислення її локальних значень.

У переважній більшості праць для досліджень процесу екструзії використовується плоскопаралельна модель, у якій гвинтовий канал, утворений нарізкою черв'яка і циліндром, умовно розгортається в площину (рис. 2.1, *а* [26, 38, 40]). При цьому вводяться такі припущення: не враховується кривизна каналу, який вважається розгорнутим у площину і нерухомим, а розгорнута поверхня циліндра рухається зі швидкістю V , рівною коловій швидкості черв'яка. Процес розглядається в декартовій системі координат, вісь x якої спрямована перпендикулярно гребеню витка, вісь y – по висоті нарізки, а вісь z , вздовж розгорнутого каналу нарізки (рис. 2.1, *а*). Проекція швидкості V_x враховує циркуляцію розплаву в напрямку осі x (поперек нарізки), а V_z – переміщення розплаву вздовж каналу, яке забезпечує продуктивність. Профілі швидкостей W_x і W_z зображені на рис. 2.1, *б*. У цій моделі найбільше значення швидкості має місце біля поверхні циліндра (рис. 2.1, *в*), у той час як в реальному процесі навпаки – найбільше значення швидкості буде біля поверхні черв'яка (рис. 2.1, *г*).

Отже, у плоскопаралельній моделі профіль швидкості обернений на 180° порівняно з реальним процесом. Таке припущення не має істотного значення для розрахунку гідродинаміки і визначення продуктивності, а також при обчисленні інтенсивності дисипації без врахування умов теплообміну з поверхнею циліндра, але для розрахунку температурних полів із врахуванням такого

теплообміну це може призвести до суттєвих похибок. У зв'язку з цим виникає потреба розроблення математичної моделі, яка більше наближена до реальних умов.

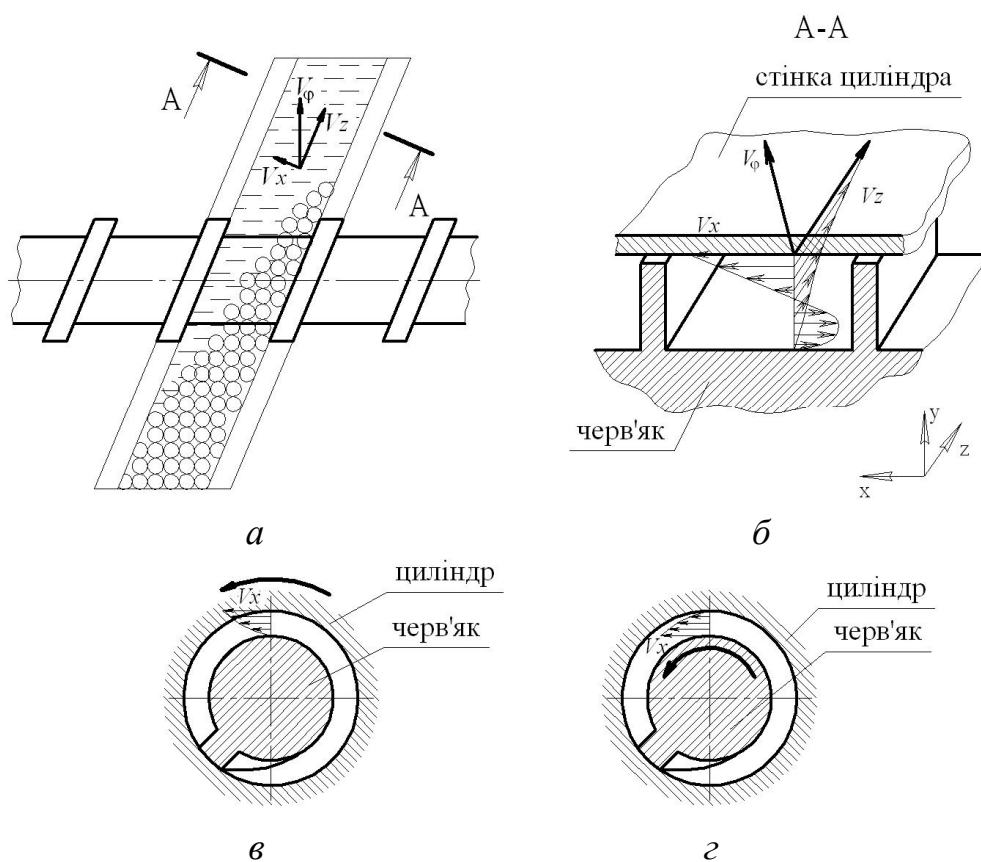


Рис. 2.1. Схеми процесу екструзії

Для побудови моделі процесу, на відміну від плоскопаралельної, розглядатимемо процес екструзії в циліндричній системі координат із нерухомим циліндром і обертовим черв'яком, що більш відповідає реальному процесу, (рис. 2.2, а). Виділимо об'єм, що дорівнює об'єму одного кроку гвинтової нарізки, і умовно zdeформуємо його, розгорнувши на величину кута гвинтової нарізки таким чином, щоб він набув кільцеподібної форми (рис. 2.2, б).

Можливості такого підходу та етапи його реалізації описані у працях [128–133], де вважається, що система координат нерухома, а виділений об'єм рухається відносно цієї системи (координати Лагранжа) вздовж циліндра з середньою швидкістю V_L , яку можна визначити з рівняння масової витрати G

$$G = \rho V_L F_{\text{ч}} = \rho V_L \left\{ \frac{\pi}{4} [D^2 - (D - 2H)^2] - \frac{EH}{\text{tg}\varphi} \right\}. \quad (2.1)$$

де ρ – густина полімеру; $F_{\text{ч}}$ – площа діаметрального перерізу каналу черв'яка; D , H , E , φ – діаметр, глибина, ширина гребеня і кут нахилу гвинтової нарізки, відповідно.

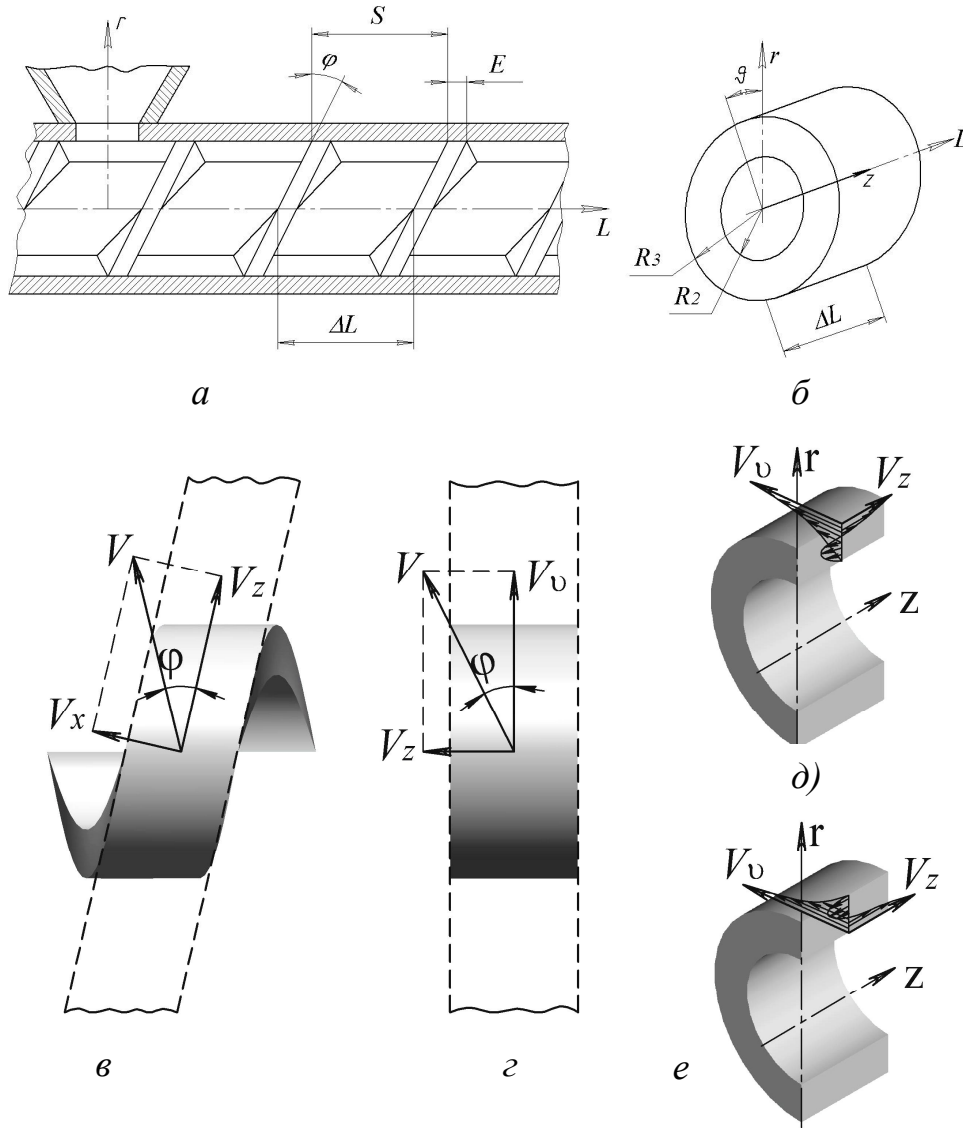


Рис. 2.2. Системи координат для формулювання математичної моделі

З рівняння (2.1) матимемо

$$V_L = G / \left(\rho \left\{ \frac{\pi}{4} [D^2 - (D - 2H)^2] - \frac{EH}{\tan \varphi} \right\} \right). \quad (2.2)$$

У межах виділеного об'єму виберемо ще одну рухому систему координат r , v і z , зв'язану з цим об'ємом (рис. 2.2, б). Тоді процес теплообміну в рухомій системі координат можна розглядати як нестационарний, що описується рівнянням збереження енергії

$$\begin{aligned} \rho c \left(\frac{\partial T}{\partial t} + W_r \frac{\partial T}{\partial r} + W_v \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial v} + W_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = & \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial v} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial v} \right) + \\ & + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial z} \right) + q_V. \end{aligned} \quad (2.3)$$

У рухомій системі координат у межах виділеного об'єму значення координати z змінюється від нуля до $(S-E)$, де S – крок нарізки (рис. 2.2, *a*).

Порівняємо швидкісні поля плоскопаралельної та пропонованої моделей. Спочатку розглянемо компоненти швидкості на поверхні циліндра, розгорнувши в площину крок нарізки плоскопаралельної моделі (рис. 2.2, *в*) і кільцевий об'єм пропонованої моделі (рис. 2.2, *з*). В обох випадках вважатимемо черв'як нерухомим, а циліндр таким, що рухається зі швидкістю

$$V = \pi D n, \quad (2.4)$$

проекції якої для плоскопаралельної моделі дорівнюють:

$$V_x = V \cos \varphi \quad \text{і} \quad V_z = V \sin \varphi. \quad (2.5)$$

Порівнюючи рис. 2.2, *в* і 2.2, *з*, неважко бачити, що для кільцевого об'єму проекції швидкості визначаються так:

$$V_v = V \cos \varphi \quad \text{і} \quad V_z = V \sin \varphi. \quad (2.6)$$

Профілі швидкості по висоті нарізки для кільцевого об'єму з обертовим циліндром зображені на рис. 2.2, *д*, а з обертовим черв'яком – на рис. 2.2, *е*. Таким чином, у кільцевому об'ємі має місце обертання розплаву полімеру під дією складової V_v і циркуляція розплаву в поперечному напрямі під дією V_z . Неважко бачити, що зроблені припущення дозволяють вважати процес віссиметричним і знехтувати похідними по v в рівнянні (2.3).

Кільцевий об'єм переміщується вздовж циліндра в напрямі осі L з середньою швидкістю V_L , а час переміщення t при цьому дорівнює

$$t = \frac{L}{V_L} \quad \text{або} \quad \partial t = \frac{\partial L}{V_L}. \quad (2.7)$$

У процесі переміщення в об'ємі відбувається обертання розплаву і його циркуляція. Порівнюючи профілі швидкості у кільцевому об'ємі з обертовим черв'яком (рис. 2.2, *е*) із профілями швидкості плоскопаралельної моделі (рис. 2.1, *б*), можна бачити, що для опису швидкісних полів кільцевої моделі доцільно використати відомі розв'язки рівнянь гідродинаміки, одержані для плоскопаралельної моделі, «повернувши» профілі складових швидкості на 180° і узгодивши відповідним чином системи координат.

Розглянемо вплив конвективних складових рівняння (2.3) на процес теплообміну в області розплаву. Істотною відмінністю процесів теплообміну в високомолекулярних рідинах є те, що їх в'язкість на кілька порядків перевищує в'язкість низькомолекулярних рідин і вирішальне значення має дисипативна складова, яка входить до складової внутрішніх джерел q_V . Швидкістю W_r у рівнянні (2.3) можна знехтувати, оскільки глибина нарізки мала і ця складова набагато менша від решти складових. Враховуючи, що найбільше значення мають складові тензора напружень τ_{rv} і τ_{rz} для циліндричної та τ_{yx} і τ_{yz} для прямокутної системи координат, запишемо вирази для визначення

інтенсивності дисипації [39]:

$$q_{\text{дис}} = \tau_{r\vartheta} \left[r \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{W_{\vartheta}}{r} \right) \right] + \tau_{rz} \frac{\partial W_z}{\partial r}; \quad (2.8)$$

$$q_{\text{дис}} = \tau_{yx} \frac{\partial W_x}{\partial y} + \tau_{yz} \frac{\partial W_z}{\partial y}. \quad (2.9)$$

Значення напружень визначаються за відповідними реологічними рівняннями.

Враховуючи, що під час перероблення більшості полімерів основна енергія, потрібна для плавлення й гомогенізації розплаву, підводиться від урухомика, можна зробити висновок, що температура у кожній точці об'єму визначається інтенсивністю дисипації, яка, у свою чергу, залежить від швидкості зсуву в цій точці. Оскільки процес у кільцевому об'ємі вісесиметричний, конвективні складові в рівнянні (2.3) можна не враховувати, а оцінку перемішування здійснити введенням коефіцієнта еквівалентної теплопровідності

$$\lambda_e = \varepsilon \lambda, \text{ де } \varepsilon \geq 1.$$

Із врахуванням прийнятих припущень рівняння (2.3) набуває вигляду

$$\rho c V_L \frac{\partial T}{\partial L} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial z} \right) + q_V. \quad (2.10)$$

Рівняння (2.10) є квазілінійним рівнянням, параболічним по координаті L . Його можна розв'язати методом скінченних різниць. При цьому в зоні подачі і гомогенізації його можна спростити, знехтувавши похідною по координаті z , і розв'язувати методом прогонки [113–119]. Потрібно зазначити, що в областях наявного твердого полімеру (зони подачі і плавлення) за відсутності перетворень значення q_V рівне нулю.

У процесах виробництва спінених полімерів за певних умов можливі фазові перетворення з поглинанням певної кількості теплоти і відповідним зниженням температурного рівня перероблення. Врахування цього явища можна здійснити, введенням запропонованої в праці [120] умовні температури

$$T^* = T + \sum_{i=1}^k \frac{x_i r_{\pi i}}{c}, \quad (2.11)$$

де x_i та $r_{\pi i}$ – масова частка та питома теплота пароутворення i -го компонента сировини, відповідно; c – масова теплоємність, Дж/(кг·К).

Величина $\sum_{i=1}^k \frac{x_i r_{\pi i}}{c}$ має розмірність температури, а отже T^* – це температура, яку мала б маса за відсутності перетворень. Уводячи умовну температуру в рівняння (2.10), одержимо

$$\rho c V_L \frac{\partial T^*}{\partial L} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda \frac{\partial T^*}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial T^*}{\partial z} \right) + q_V. \quad (2.12)$$

Обчисливши в результаті розв'язання рівняння (2.12) умовну температуру, можна знайти дійсну температуру

$$T = T^* - \sum_{i=1}^k \frac{x_i r_i}{c}, \quad (2.13)$$

за якою визначаються фізичні властивості перероблюваної маси.

Процеси, що відбуваються в зонах подачі, плавлення і гомогенізації, відрізняються. Так в зоні плавлення полімер рухається у вигляді твердої стисливої пробки за умов «сухого» тертя об поверхні циліндра і черв'яка, в зоні плавлення твердий полімер знаходиться в оточенні розплаву, а в зоні гомогенізації має місце однофазна течія. Відповідно різними будуть і граничні умови. Тому далі розглянемо окремо процеси, які проходять у кільцевому об'ємі, що перебуває послідовно в зонах подачі, плавлення і гомогенізації, і на основі розроблених математичних моделей, алгоритмів і програм розрахунку цих процесів побудуємо алгоритм і програму розрахунку екструдера в цілому.

2.2. Зона подачі

2.2.1. Математична модель процесу

У першому розділі наведено огляд теоретичних і експериментальних праць, у яких дається аналіз факторів, що впливають на процес подачі одночерв'ячного екструдера. Теоретичні дослідження проводились окремо для зони подачі без врахування впливу наступних зон плавлення і гомогенізації, а тому продуктивність зони подачі у більшості випадків не дорівнює продуктивності екструдера, оскільки для забезпечення повного заповнення нарізки черв'яка полімером потенційно можлива продуктивність зони подачі має бути більшою за продуктивність зони плавлення, а остання – більшою за продуктивність зони гомогенізації. У зв'язку з цим при побудові математичної моделі продуктивність зони подачі G будемо вважати відомою і рівною продуктивності екструдера, визначення яких розглянемо далі.

Як вище зазначалось, переміщення в об'ємі гранул незначне, внутрішні дисипативні джерела відсутні ($q_V=0$) і, крім цього, також можна знехтувати теплопровідністю в напрямі осі z , оскільки глибина нарізки набагато менша від її кроку. Тоді рівняння (2.10) набуває вигляду

$$\rho(T)c(T)V_L \frac{\partial T}{\partial L} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda(T) \frac{\partial T}{\partial r} \right). \quad (2.14)$$

Припущення приймаємо такими самими, як і в наведених у першому розділі, а саме: переміщення гранул в об'ємі одна відносно іншої відсутнє і по-

лімер рухається як суцільне еластичне тіло, має місце проковзування полімеру відносно поверхні циліндра і черв'яка зі швидкостями $V_{\text{ц}}$ і $V_{\text{ч}}$ відповідно (рис. 2.3).

Теплові потоки $q_{\text{ц}}$ і $q_{\text{ч}}$, що виділяються внаслідок тертя на поверхнях черв'яка і циліндра, частково витрачаються на нагрівання полімеру, а частково відводяться рідинами, що охолоджують черв'як і циліндр. Співвідношення між цими потоками, крім інших факторів, залежить, з одного боку, від теплопровідності полімеру, а з іншого – від коефіцієнтів тепловіддачі $\alpha_{\text{ц}}$ і $\alpha_{\text{ч}}$ до рідин, що охолоджують черв'як і циліндр.

Отже, для теплового потоку, що виділяється на поверхні тертя полімеру об поверхню черв'яка, рівняння теплового балансу, приймаючи позначення згідно з рис. 2.3, набуде вигляду

$$q_{\text{ч}} = -\lambda \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{r=R_2} + \alpha_{\text{ч}} (T'_{\text{ч}} - T_{\text{рч}}). \quad (2.15)$$

Відповідно до рівняння теплопровідності крізь циліндричну стінку можна записати

$$q_{\text{ч}} = \alpha_{\text{ч}} (T'_{\text{ч}} - T_{\text{рч}}) = \frac{T_{\text{ч}} - T'_{\text{ч}}}{\frac{R_2}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1}}. \quad (2.16)$$

Аналогічно для поверхні циліндра маємо

$$q_{\text{ц}} = -\lambda \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{r=R_3} + \alpha_{\text{ц}} (T'_{\text{ц}} - T_{\text{рц}}), \quad (2.17)$$

і

$$\alpha_{\text{ц}} (T'_{\text{ц}} - T_{\text{рц}}) = \frac{T_{\text{ц}} - T'_{\text{ц}}}{\frac{R_4}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}}. \quad (2.18)$$

Далі з рівняння (2.16) визначимо температуру $T'_{\text{ч}}$

$$T'_{\text{ч}} = \frac{T_{\text{ч}} + \frac{R_2 \alpha_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1}}{1 + \frac{R_2 \alpha_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1}} \quad (2.19)$$

Підставимо вираз (2.19) у рівняння (2.15) і, розв'язуючи його відносно градієнта температур, одержимо граничну умову на поверхні контакту полімеру з поверхнею черв'яка (при $r=R_2$):

$$\left(\frac{\partial T}{\partial r}\right)_{r=R_2} = -\frac{1}{\lambda} \left[q_{\text{ч}} - \alpha_{\text{ч}} \left(\frac{T_{\text{ч}} + \frac{R_2 \alpha_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1} T_{\text{рч}}}{1 + \frac{R_2 \alpha_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1}} - T_{\text{рч}} \right) \right]. \quad (2.20)$$

Аналогічно із рівняння (2.18) одержимо вираз для визначення $T'_{\text{ц}}$

$$T'_{\text{ц}} = \frac{T_{\text{ц}} + \frac{R_4 \alpha_{\text{ц}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}}{1 + \frac{R_4 \alpha_{\text{ц}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}}. \quad (2.21)$$

Підставляючи (2.21) в (2.17) і розв'язуючи одержаний вираз відносно градієнта температур, одержимо граничну умову на поверхні контакту полімеру зі стінкою циліндра (при $r=R_3$)

$$\left(\frac{\partial T}{\partial r}\right)_{r=R_3} = -\frac{1}{\lambda} \left[q_{\text{ц}} - \alpha_{\text{ц}} \left(\frac{T_{\text{ц}} + \frac{R_4 \alpha_{\text{ц}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3} T_{\text{рц}}}{1 + \frac{R_4 \alpha_{\text{ц}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}} - T_{\text{рц}} \right) \right] \quad (2.22)$$

Як початкову умову приймемо, що температура на вході постійна і дорівнює температурі T_{ex} гранул, які надходять в екструдер. Тоді маємо

$$\text{якщо } L=0, \text{ то } T=T_{\text{вх}}=\text{const}. \quad (2.23)$$

Таким чином, рівняння (2.14) з граничними умовами (2.20), (2.22) і (2.23) описують процес теплообміну в зоні подачі. Проте для їх розв'язання потрібно визначити теплові потоки $q_{\text{ч}}$ і $q_{\text{ц}}$, які залежать від сил тертя в каналі черв'яка. Коефіцієнти тепловіддачі $\alpha_{\text{ч}}$ і $\alpha_{\text{ц}}$ можуть бути визначені за рівняннями конвективного теплообміну.

Теплові потоки на поверхнях черв'яка $q_{\text{ч}}$ і циліндра $q_{\text{ц}}$ визначаємо за методикою, описаною в [30]. Ці теплові потоки залежать від сил тертя, що діють в каналі черв'яка, і їх можна визначити за рівняннями (розрахункову схему наведено на рис. 2.3):

$$q_{\text{ч}} = p K_p f_{\text{ч}} V_{\text{ч}}; \quad (2.24)$$

$$q_{\text{ц}} = p K_p f_{\text{ц}} V_{\text{ц}}. \quad (2.25)$$

де p – тиск в осьовому напрямку, K_p – коефіцієнт бокового тиску, який дорівнює відношенню тиску, що діє на поверхні черв'яка і циліндра, до осьового тиску, $f_{\text{ч}}$ і $f_{\text{ц}}$ – коефіцієнти тертя полімеру об черв'як і циліндр, $V_{\text{ц}}$ і $V_{\text{ч}}$ – швидкості проковзування полімеру відносно черв'яка і циліндра, відповідно.

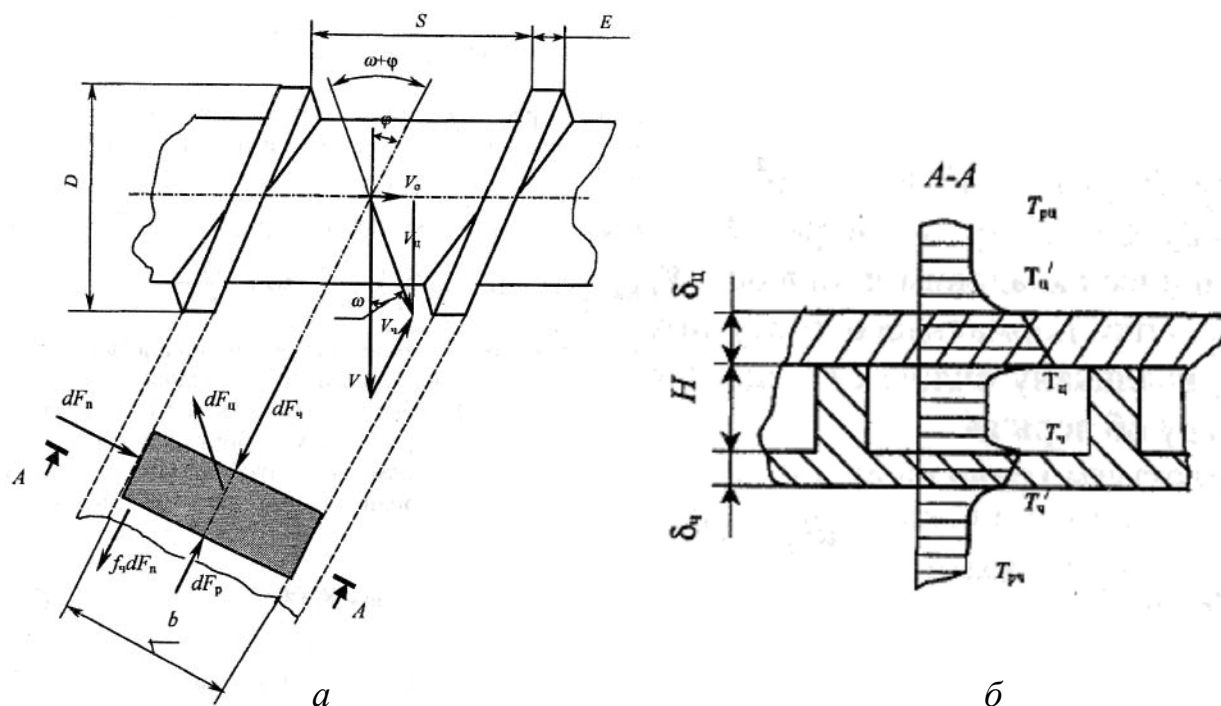


Рис. 2.3. Розрахункова схема процесу подачі

З геометричних співвідношень можна одержати такі вирази для складових швидкості:

$$V_{\text{ц}} = V \frac{\sin \varphi}{\sin(\omega + \varphi)}; \quad (2.26)$$

$$V_{\text{ч}} = V \frac{\sin \omega}{\sin(\omega + \varphi)}; \quad (2.27)$$

$$V_L = V \frac{\operatorname{tg} \varphi \operatorname{tg} \omega}{\operatorname{tg} \varphi + \operatorname{tg} \omega}. \quad (2.28)$$

Кут нахилу гвинтової нарізки визначають за рівнянням

$$\varphi = \operatorname{arctg} \left(\frac{S}{\pi D} \right).$$

З урахуванням формули (2.28) залежність (2.1) для визначення продуктивності зони подачі набуває вигляду

$$G = \rho_{\text{н}} \left\{ \frac{\pi}{4} [D^2 - (D - 2H)^2] - \frac{EH}{\operatorname{tg} \varphi} \right\} \pi D n \frac{\operatorname{tg} \varphi \operatorname{tg} \omega}{\operatorname{tg} \varphi + \operatorname{tg} \omega}. \quad (2.29)$$

Для знаходження кута ω в працях [30, 31] розглядають рівновагу сил, що діють на елемент пробки dz (рис. 2.3), виділений у зоні подачі. До них належать сили тертя полімеру об стінку циліндра $dF_{\text{ц}}$ і черв'як $dF_{\text{ч}}$, спрямовані протилежно відповідним складовим швидкості $V_{\text{ц}}$ і $V_{\text{ч}}$, результуюча сила осевого тиску dF_p , сила нормального тиску штовхального гребеня витка $dF_{\text{ч}}$ і спричинена нею сила тертя $f_{\text{ч}} dF_{\text{ч}}$.

Проектуючи ці сили на координатні осі і виражаючи їх через тиск p і коефіцієнт тертя об черв'як $f_{\text{ч}}$ і $f_{\text{ц}}$, можна одержати залежність для визначення градієнта тиску

$$\frac{dp}{dL} = \frac{pf_{\text{ц}}\pi DK_p}{bH} \left[\cos(\omega + \varphi) - f_{\text{ч}} \sin(\omega + \varphi) - \frac{f_{\text{ч}}}{f_{\text{ц}}} \frac{(D - 2H)}{D} \right]. \quad (2.30)$$

Якщо припустити, що в межах об'єму виділеного елемента ΔL значення коефіцієнтів тертя, кута ω , коефіцієнта K_p не змінюються, то в результаті інтегрування рівняння (2.30) від L_1 до L_2 і від p_1 до p_2 одержимо функцію, яка описує зростання тиску на довжині виділеного елемента:

$$p_2 = p_1 \left(\frac{\pi D f_{\text{ц}} K_p \Delta L}{bH} A \right), \quad (2.31)$$

$$\text{де } A = \cos(\omega + \varphi) - f_{\text{ч}} \sin(\omega + \varphi) - \frac{f_{\text{ч}}}{f_{\text{ц}}} \frac{(D - 2H)}{D}. \quad (2.32)$$

Якщо припустити, що $A > 0$, то тиск по довжині елемента зростає, насипна маса збільшується, а об'ємна витрата і кут ω зменшуються. Для постійної масової витрати G зміну кута ω по довжині зони подачі можна обчислити з рівняння (2.29), підставляючи в нього насипну густину як функцію середнього для елемента тиску p_c і розв'язуючи це рівняння відносно кута ω

$$\omega = \arctg \left(\frac{\text{tg } \varphi \frac{G}{n}}{B \rho_{\text{н}} p_c - \frac{G}{n}} \right), \quad (2.33)$$

де $p_c = \frac{p_2 - p_1}{\ln(p_2/p_1)}$ – середнє логарифмічне значення тиску;

$$B = \left\{ \frac{\pi}{4} [D^2 - (D - 2H)^2] - \frac{EH}{\text{tg } \varphi} \right\} \pi D \text{tg } \varphi. \quad (2.34)$$

Потрібно зауважити, що досить проблематичним є визначення тиску p_1 на початку зони подачі, який входить до рівняння (2.31).

Під час розрахунку екструдера для забезпечення потрібної якості переробки доцільно ставити за мету пошук такої геометрії черв'яка і частоти його обертання, за яких забезпечується ця якість. Оцінку якості можна здійснювати за питомою кількістю енергії, введеної в полімер внаслідок дисипації, оскільки цей показник характеризує певною мірою і якість перемішування. Для даної геометрії черв'яка таким показником є питому продуктивність на оберт черв'яка, а тому при розрахунку зони подачі будемо відшукувати глибину нарізки H , за якої забезпечується задане значення питомої продуктивності G/n . Кут нахилу φ будемо вважати заданим. Це значення H можна знайти із рівняння (2.29), якщо ві-

домий кут ω_0 на початку зони подачі. Його можна знайти із умови, що внаслідок експоненціального зростання тиску на початку зони подачі градієнт тиску малий і $P_2 \approx P_1$, що можливо, якщо вираз (2.32) дорівнює нулю. Тоді після деяких перетворень одержуємо таке рівняння для визначення кута ω_0 на початку зони подачі

$$\omega_0 = \arctg \left[\frac{1}{f_{\text{ч}}} - \frac{D - 2H}{D f_{\text{ц}} \cos(\omega_0 + \varphi)} \right] - \varphi. \quad (2.35)$$

Визначивши значення ω_0 , з рівняння (2.29) можна визначити глибину нарізки H , за якої забезпечується задане значення питомої продуктивності.

Описана математична модель покладена в основу алгоритму розрахунку зони подачі.

2.2.2. Алгоритм розрахунку зони подачі

Для складання алгоритму розрахунку розглянемо спочатку рівняння збереження енергії (2.14) з граничними умовами (2.20) і (2.22), яке будемо розв'язувати методом скінченних різниць.

Позначимо температури на попередньому шарі T_i , а температури на обчислюваному шарі S_i . Дискретизуємо спочатку граничні умови (2.20) і (2.22). Для скорочення записів уведемо:

$$A_{\text{ч}} = \frac{R_2 \alpha_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1} \quad \text{і} \quad A_{\text{ц}} = \frac{R_4 \alpha_{\text{ц}}}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}.$$

Тоді рівняння (2.20) і (2.22) набувають вигляду:

$$\left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{r=R_2} = -\frac{1}{\lambda} \left[q_{\text{ч}} - \alpha_{\text{ч}} \left(\frac{T_{\text{ч}} + A_{\text{ч}} T_{\text{рч}}}{1 + A_{\text{ч}}} - T_{\text{рч}} \right) \right]; \quad (2.36)$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{r=R_3} = -\frac{1}{\lambda} \left[q_{\text{ц}} - \alpha_{\text{ц}} \left(\frac{T_{\text{ц}} + A_{\text{ц}} T_{\text{рц}}}{1 + A_{\text{ц}}} - T_{\text{рц}} \right) \right]. \quad (2.37)$$

Замінюючи рівняння (2.36) скінченнорізницевою схемою і розв'язуючи відносно температури S_0 , після перетворень маємо

$$S_0 = S_1 - \frac{\Delta r}{\lambda_0} \left[q_{\text{чj}} - \alpha_{\text{ч}} \left(\frac{S_1 + A_{\text{ч}} T_{\text{рч}}}{1 + A_{\text{ч}}} - T_{\text{рч}} \right) \right]. \quad (2.38)$$

Аналогічно дискретизуємо рівняння (2.36) і знайдемо значення S_m

$$S_m = S_{m-1} - \frac{\Delta r}{\lambda_m} \left[q_{\text{цj}} - \alpha_{\text{ц}} \left(\frac{S_{m-1} + A_{\text{ц}} T_{\text{рц}}}{1 + A_{\text{ц}}} - T_{\text{рц}} \right) \right]. \quad (2.39)$$

Значення $q_{\text{чj}}$ і $q_{\text{цj}}$ визначаються за рівнянням (2.24) і (2.25) при розрахунку профілю тиску по довжині зони подачі, передбаченого в алгоритмі.

Рівняння (2.14) є квазілінійним рівнянням параболічного типу, яке будемо розв'язувати методом прогонки [119].

Рівняння для визначення коефіцієнтів прямої прогонки a_i і b_i після спрощень мають вигляд:

$$\text{для } i=0 \quad a_0=0; \quad b_0=S_0; \quad (2.40)$$

$$\text{для } i=1, \dots, m-1;$$

$$E = \frac{\rho_i c_i V_L}{\Delta L} + \left(\frac{\lambda_i + \lambda_{i-1}}{2} + \frac{\lambda_i + \lambda_{i+1}}{2} \right) \frac{1}{\Delta r^2} + \left(\frac{\lambda_i}{2r\Delta r} - \frac{\lambda_i + \lambda_{i-1}}{4\Delta r^2} \right) a_{i-1};$$

$$E_1 = \frac{\lambda_i + \lambda_{i+1}}{2\Delta r^2} + \frac{\lambda_i}{2r\Delta r};$$

$$E_2 = \left(\frac{\lambda_i + \lambda_{i-1}}{2\Delta r^2} - \frac{\lambda_i}{2r\Delta r} \right) b_{i-1} + \frac{\rho_i c_i V_L T_i}{\Delta L};$$

$$a_i = \frac{E_1}{E}; \quad b_i = \frac{E_2}{E}. \quad (2.41)$$

Зворотна прогонка здійснюється за формулою

$$S_i = a_i S_{i+1} + b_i. \quad (2.42)$$

Значення S_0 і S_m при цьому визначаються за рівняннями (2.38) і (2.39). Таким чином, для розв'язання рівняння (2.14) в алгоритмі розрахунку використовуються залежності (2.38)–(2.40).

Оскільки теплофізичні властивості полімеру залежать від температури, розв'язання доповнюється ітераційним циклом для уточнення значень температури попереднього і обчислюваного наближень до досягнення заданої точності.

Спрощену схему алгоритму розрахунку наведено на рис. 2.4. Особливістю алгоритму є те, що обчислення профілю тиску і теплових потоків, обумовлених силами тертя, здійснюється в напрямі від кінця зони подачі до її початку (блоки 5–9) пошуком такого значення тиску на вході, при якому тиск на вході не перевищуватиме заданого достатньо малого значення p_0 (біля 0,1 МПа), яке може бути забезпеченим у завантажувальному бункері.

2.2.3. Аналіз результатів числового моделювання

Для аналізу неізотермічного процесу подачі за розробленим алгоритмом розроблена програма і виконане числове моделювання процесів подачі екструдеру з діаметром черв'яка 63 мм для перероблення поліетилену марки 10802–020 ГОСТ 16337–77. Вихідні дані для моделювання наведено в табл. 2.1. Для проведення числового розрахунку теплофізичні властивості поліетилену були апроксимовані функціями для чотирьох інтервалів температур, а реологічні властивості полімеру представлено степеневим рівнянням.

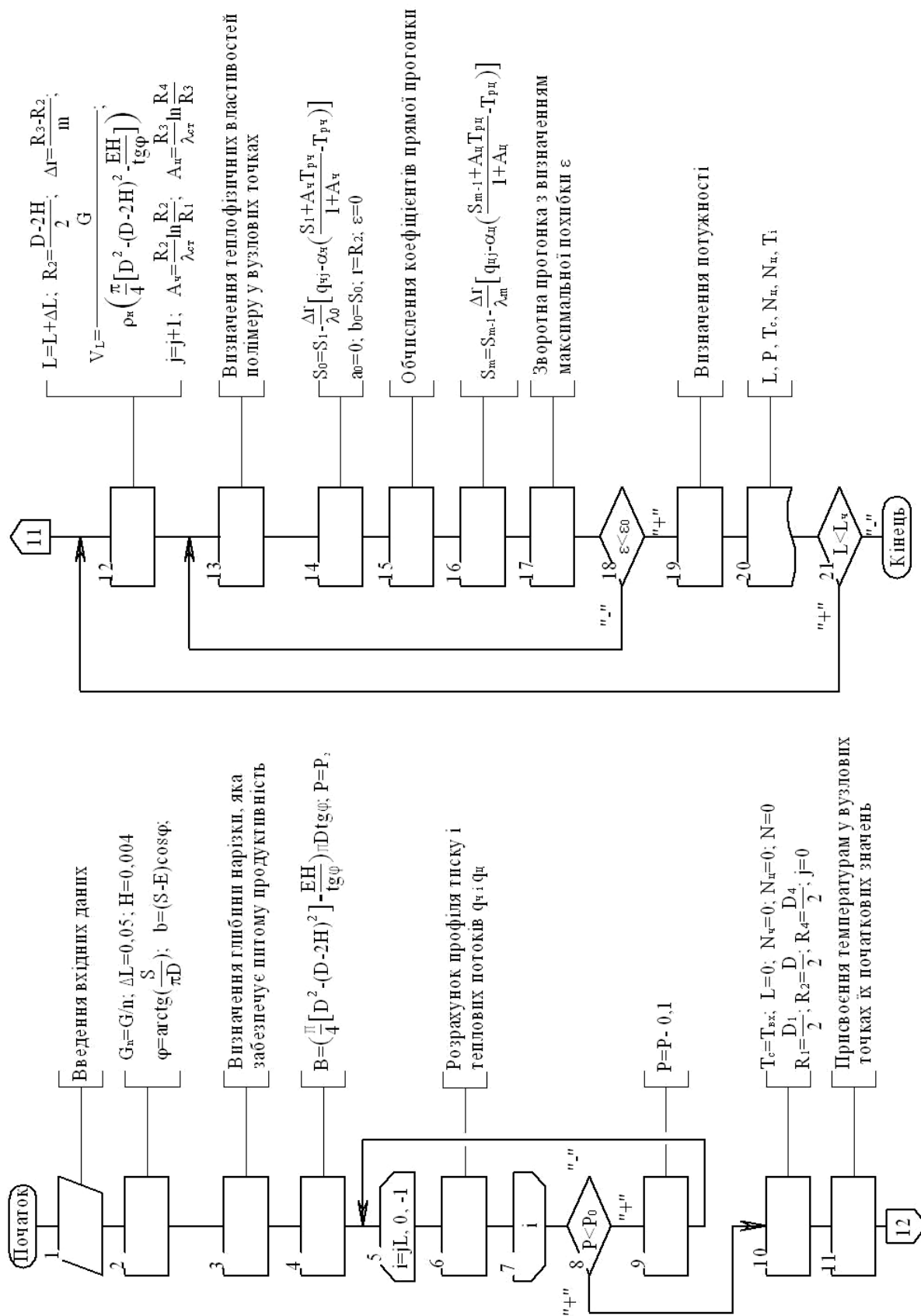


Рис. 2.4. Алгоритм розрахунку зони подачі

Вихідні дані для розрахунку зони подачі

| Параметр | Значення |
|---|-----------|
| Діаметр черв'яка, мм | 63 |
| Продуктивність, кг/год | 150 |
| Частота обертання, хв^{-1} | 150 |
| Відношення коефіцієнтів тертя $f_{\text{ц}}/f_{\text{ч}}$ | 1,1...1,3 |
| Крок гвинтової нарізки, мм | 63 |
| Ширина витка нарізки, мм | 6 |

Числові розрахунки здійснені для різних значень відношення коефіцієнтів тертя $f_{\text{ц}}/f_{\text{ч}}$, (1,1; 1,2; 1,3).

На рис. 2.5 наведені криві зміни тиску по довжині зони подачі. Як це передбачено в алгоритмі, початкове наближення тиску на виході зони задане рівним 20 МПа. З рис. 2.5 видно, що відношення коефіцієнтів тертя істотно впливає на характер зростання тиску. За малих значень цього відношення характер зміни тиску наближається до лінійного, характерного для початку експоненти. Малі значення цього відношення реалізуються головним чином в екструдерах з гладким циліндром, у яких продуктивність істотно залежить від опору формувальної головки. Збільшення відношення $f_{\text{ц}}/f_{\text{ч}}$ призводить до різкого зростання тиску в кінці зони подачі на ділянці відносно невеликої довжини.

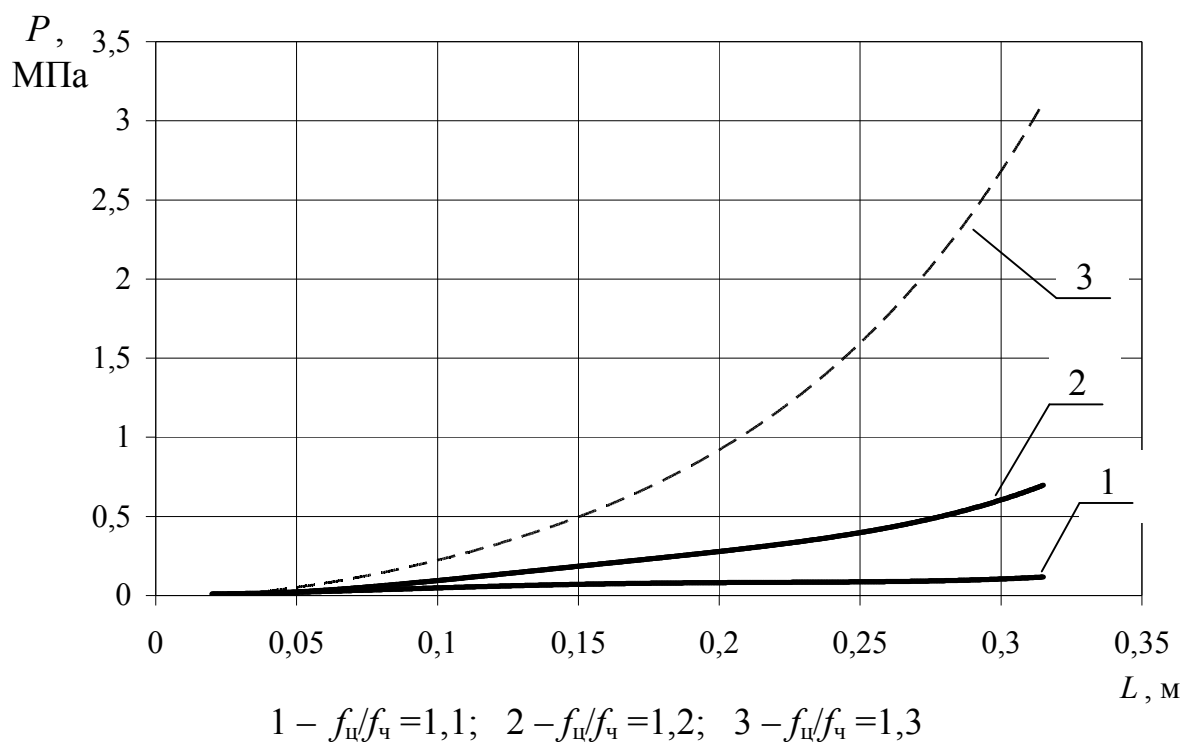


Рис. 2.5. Зміна тиску по довжині зони подачі

У зоні подачі екструдерів з канавками полімер, що рухається в цих канавках, протидіє обертанню решти гранул у тангенціальному напрямі, що збільшує значення кута ω , еквівалентне збільшенню коефіцієнта тертя $f_{\text{ц}}$. Отже, в таких екструдерах унаслідок різкого зростання тиску на невеликій ділянці утворюється стиснена пробка полімеру, яка може переміщуватись вздовж циліндра залежно від значення опору в наступних зонах. При збільшенні цього опору пробка переміщується в бік завантажувальної горловини і навпаки, при зменшенні опору – в бік зони подачі. Таким чином, за наявності канавок на поверхні циліндра у зоні подачі ця зона здатна генерувати тиск без істотного зменшення продуктивності за досить значних величин опору наступних зон, тобто такі екструдери мають жорстку характеристику. Збільшення типорозміру екструдера потребує і збільшення глибини нарізки в зоні подачі, а тому вплив канавок у таких екструдерах зменшується.

На рис. 2.6 наведені криві зміни температури по безрозмірній висоті нарізки y/H за різних значень відношення коефіцієнтів тертя. З рис. 2.6 видно, що зі збільшенням цього відношення в зоні різкого зростання тиску внаслідок тертя виділяється значна кількість енергії і біля поверхонь черв'яка і циліндра температура полімеру істотно збільшується і за відсутності інтенсивного охолодження її значення перевищують температуру плавлення полімеру.

Очевидно, за реальних умов внаслідок теплопровідності вздовж циліндра буде певне вирівнювання теплового потоку і зміна температури полімеру за підвищеного тиску не буде такою різкою, як це впливає із теоретичного розв'язку. Але у всіх випадках для запобігання передчасного плавлення зона подачі має інтенсивно охолоджуватися.

На рис. 2.7 наведені температурні поля екструдера з діаметром черв'яка 63 мм, побудовані для різних значень відношення коефіцієнтів тертя. З рис. 2.7 видно, що значне підвищення температури має місце тільки біля поверхонь тертя, в той час, як основна маса полімеру залишається непрогрітою. Це пояснюється низькою теплопровідністю полімеру і малим часом його перебування в зоні подачі.

Таким чином, проведене числове моделювання дозволяє зробити такі висновки:

- характер зміни профілю тиску, температури та енергетичних витрат істотно залежить від співвідношення коефіцієнтів тертя в зоні подачі;
- за невеликих значень відношення $f_{\text{ц}}/f_{\text{ч}}$ тиск по довжині зони подачі зростає повільно і це зростання наближається до лінійного, а температура та енергетичні витрати відносно невеликі;

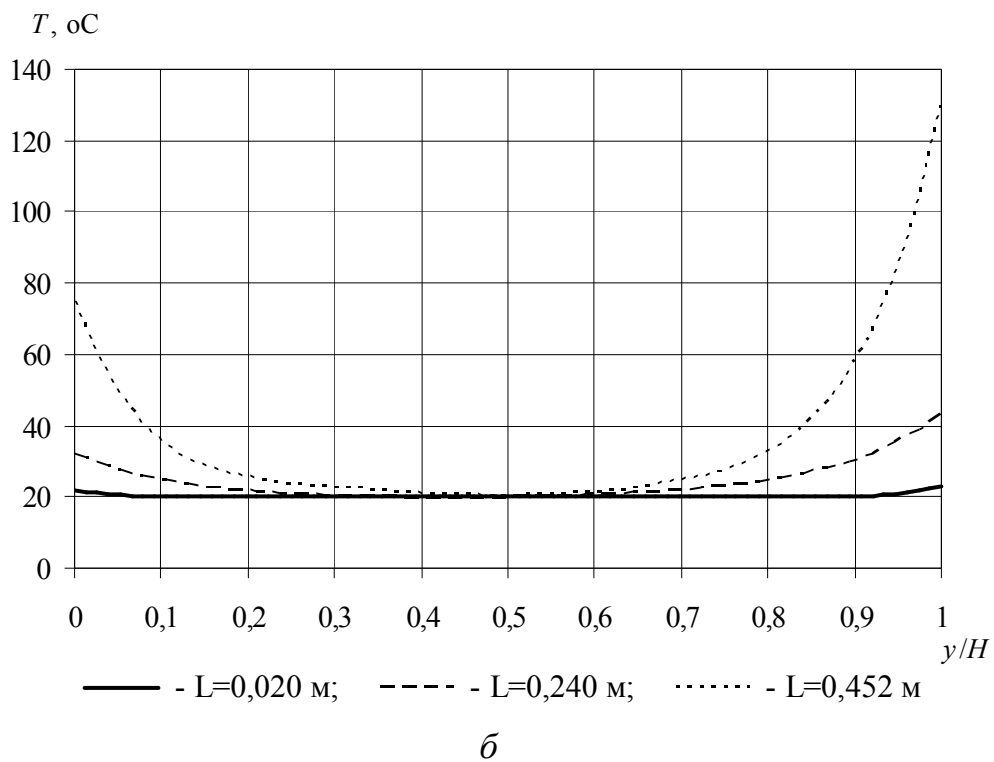
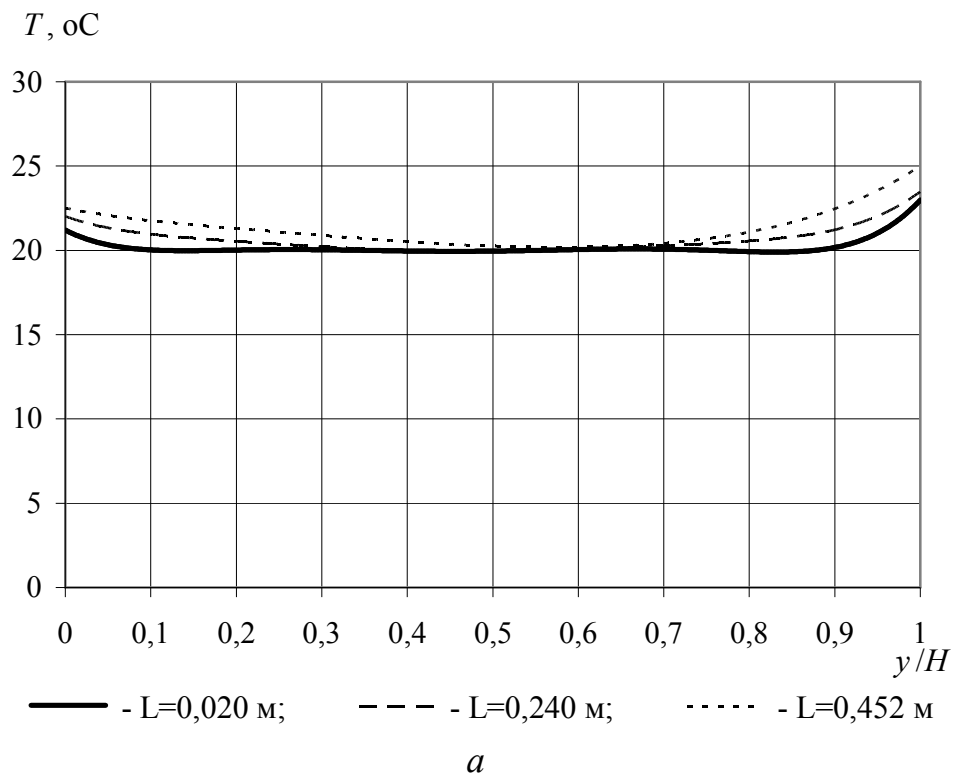
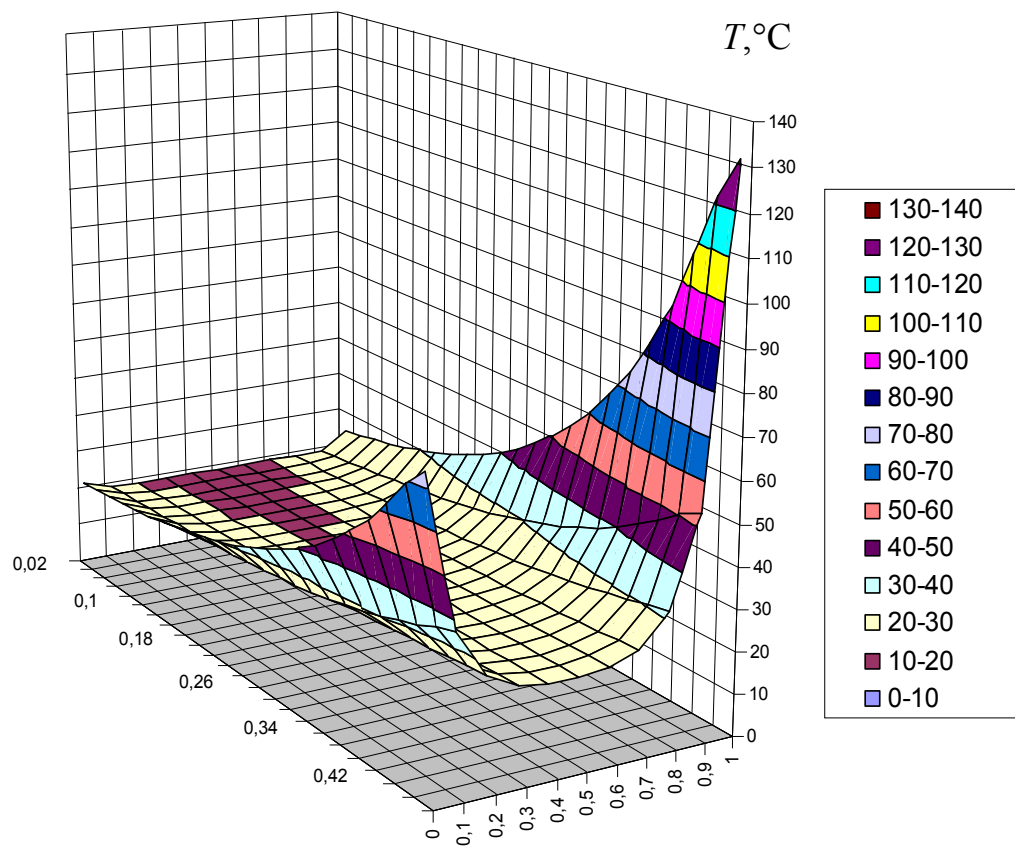
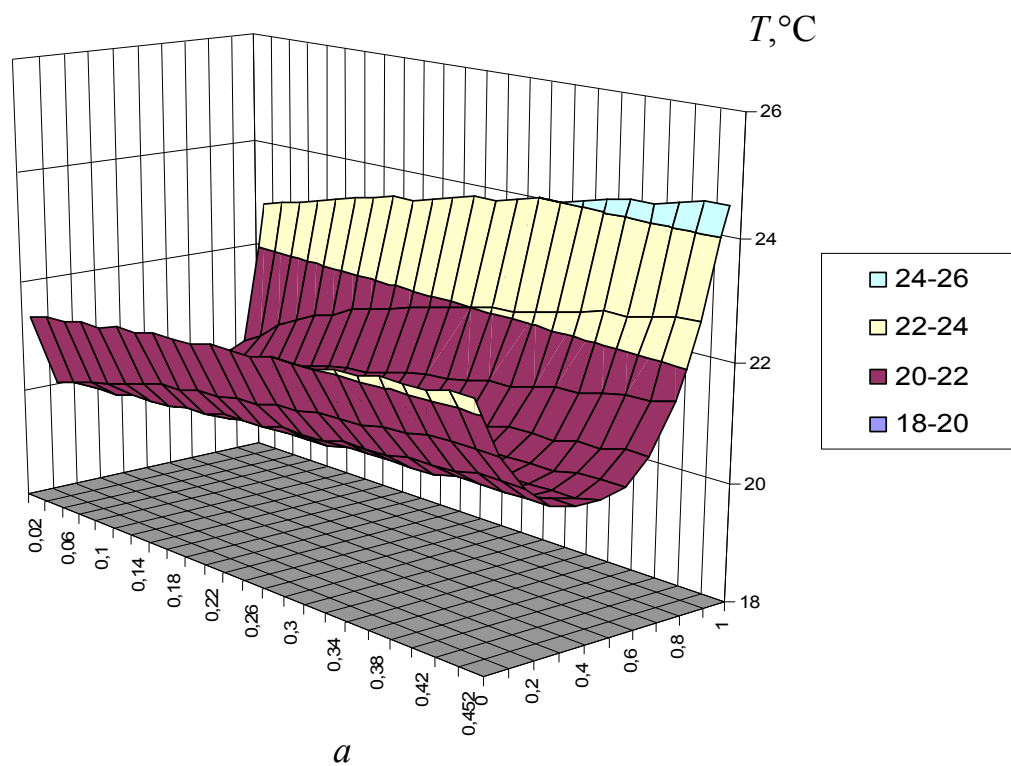


Рис. 2.6. Зміна температури полімеру по висоті нарізки для екструдера з діаметром черв'яка 63 мм: *a* – відношення $f_u/f_v=1,2$; *б* – відношення $f_u/f_v=1,3$



б

Рис. 2.7. Температурні поля в зоні подачі для екструдера з діаметром черв'яка 63 мм:
 $a - f_{\text{ц}}/f_{\text{ч}}=1,2$; б - $f_{\text{ц}}/f_{\text{ч}}=1,3$

- при збільшенні відношення $f_{ц}/f_{ч}$ зростання тиску відбувається експоненційно на відносно невеликій ділянці і в зоні подачі утворюється стиснена полімерна пробка, яка рухається вздовж зони подачі при зміні опору наступних зон; значення тиску на виході зони при цьому узгоджується з опором наступних зон, а продуктивність екструдера мало залежить від опору формувальної головки;
- збільшення відношення $f_{ц}/f_{ч}$ призводить до підвищення енергетичних витрат і зростання температури полімеру біля поверхонь тертя, а тому для запобігання цьому зона подачі має інтенсивно охолоджуватись;
- при проектуванні екструдерів геометрію черв'яка в зонах подачі і гомогенізації потрібно вибирати такою, щоб уникати надмірних значень тиску в зоні подачі і, відповідно, енергетичних витрат;
- одержані результати якісно узгоджуються з результатами досліджень інших авторів;
- за умови інтенсивного охолодження зони подачі під час розроблення алгоритму розрахунку екструдера підвищенням температури біля поверхонь тертя в тонкому шарі можна знехтувати.

2.3. Зона плавлення

2.3.1. Математична модель процесу плавлення

Механізм процесу плавлення, характерний для більшості екструдерів, ілюструється фотознімком черв'яка, вилученого з циліндра екструдера після його зупинки (рис. 2.8) [46]. Як видно із рис. 2.8, у зоні плавлення досить чітко виражена межа між розплавленим полімером і твердими гранулами (для кращого візуального сприйняття тверді гранули з черв'яка видалені) і має місце поділу полімеру на область розплаву, який транспортується вздовж штовхального гребеня нарізки, і область твердого полімеру.



Рис. 2.8. До механізму процесу плавлення

Такий механізм процесу плавлення експериментально встановлений Маддоком і теоретично описаний Тадмором із співробітниками [26, 36, 37, 43]. У подальшому процес плавлення експериментально й теоретично досліджувався в працях [35, 77, 84, 85, 89]. Схему найбільш поширеної натеper моделі плавлення зображено на рис. 2.9.

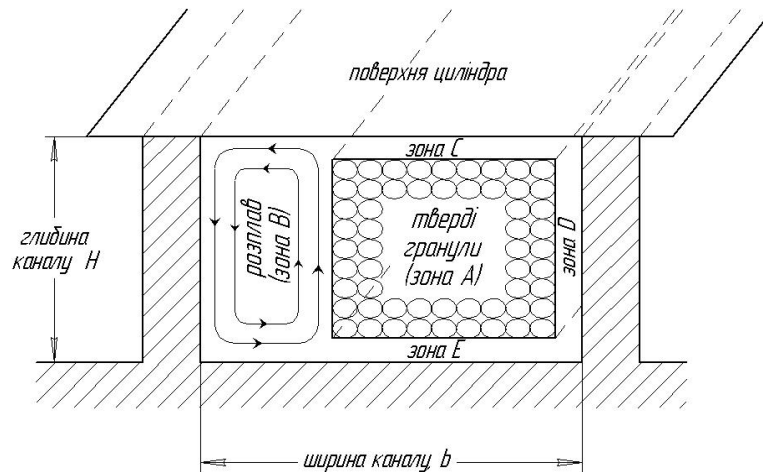


Рис. 2.9. Схематичне зображення поперечного перерізу каналу черв'яка в зоні плавлення

Згідно з прийнятою моделлю умовно виділяють п'ять зон: *A* – твердий шар («пробка»); *B* – шар основного розплаву; *C* – тонкий шар розплаву, що знаходиться між поверхнею стінки циліндра і твердою пробкою; *D* – тонкий шар розплаву між поверхнею черв'яка і твердою пробкою; *E* – тонкий шар розплаву між витком черв'яка і твердою пробкою.

Як уже зазначалося, у переважній більшості праць з моделювання процесу плавлення розглядається обернена модель черв'яка, яка дозволяє привести задачу до прямокутної системи координат. Сучасні методи дають можливість розв'язання математичних моделей, які ґрунтуються на системах диференціальних рівнянь, але, на нашу думку, для інженерних розрахунків не завжди доцільним є ускладнення моделей, оскільки реальні властивості полімерів і композицій не завжди повною мірою можуть бути враховані в теоретичних моделях. Так, наприклад, для багатьох полімерів в області температур переходу до в'язкоплинного стану істотно змінюються як в'язкість, так і теплофізичні властивості. Крім цього, як показує порівняння результатів розрахунків із експериментальними даними, одержаними різними авторами, ускладнення моделей не приводить до істотного поліпшення збіжності теоретичних і експериментальних результатів. У зв'язку з цим у подальшому розглянемо відносно просту модель процесу плавлення, яку можна використати для побудови алгоритму розрахунку і на його основі – методики розрахунку процесу плавлення, який буде використано для розробки алгоритму інженерного розрахунку екструдера.

Відповідно до узагальненої математичної моделі рівняння збереження енергії для виділеного кільцевого об'єму має вигляд (див. п. 2.1)

$$\rho c V_L \frac{\partial T}{\partial L} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial z} \right) + q_v,$$

де швидкість переміщення об'єму дорівнює

$$V_L = \frac{G}{\rho \left\{ \frac{\pi}{4} [D^2 - (D - 2H)^2] - \frac{EH}{\operatorname{tg} \varphi} \right\}}.$$

Розрахункова схема виділеного об'єму зображена на рис. 2.10. Для визначення поля швидкостей об'єм не деформований до кільцевого вигляду. Оскільки плівки розплаву біля гребенів витків істотно не впливають на процес, в подальшому їх враховувати не будемо.

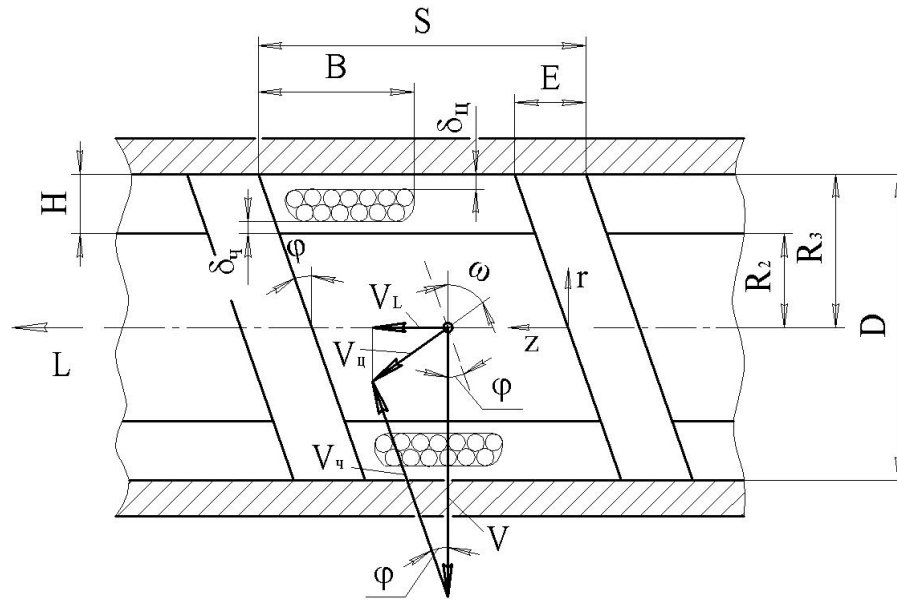


Рис. 2.10. Розрахункова схема процесу плавлення

Твердий полімер оточено плівками розплаву завтовшки $\delta_{\text{ч}}$ і $\delta_{\text{ц}}$ відповідно біля поверхонь черв'яка і циліндра (рис. 2.10), у яких має місце дисипація енергії. В об'ємі твердого полімеру внутрішні джерела відсутні ($q_V = 0$).

Розглянемо спочатку процеси, що проходять у плівках розплаву, модифікуючи відповідно для нової системи координат модель Тадмора для плівки розплаву. За аналогією із зоною подачі визначимо складові швидкості нерозплавленої полімерної пробки (див. рис. 2.10).

Черв'як обертається зі швидкістю $V = \pi D n$, а пробка проковзує по плівках розплаву відносно черв'яка зі швидкістю $V_{\text{ч}}$ і відносно циліндра зі швидкістю $V_{\text{ц}}$. Проекція швидкості $V_{\text{ц}}$ на вісь черв'яка дорівнює швидкості V_L осевого переміщення виділеного елемента об'єму, яка визначається за рівнянням (2.2). З геометричних співвідношень (рис. 2.10), можна одержати такі рівняння для визначення складових швидкості [28, 70, 74]:

$$V_L = V \frac{\operatorname{tg} \varphi \operatorname{tg} \omega}{\operatorname{tg} \varphi + \operatorname{tg} \omega}; \quad (2.43)$$

$$V_{\text{ц}} = \frac{V_L}{\sin \omega}; \quad (2.44)$$

$$V_{\text{ч}} = \sqrt{V^2 + V_{\text{ц}}^2 - 2VV_{\text{ц}} \cos \omega}. \quad (2.45)$$

Якщо відома продуктивність G , то, попередньо визначивши V_L , за рівнянням (2.43) можна обчислити ω

$$\omega = \arctg \left[V_L \frac{\operatorname{tg} \varphi}{V \operatorname{tg} \varphi - V_L} \right]. \quad (2.46)$$

Оскільки товщина плівок $\delta_{\text{ч}}$ і $\delta_{\text{ц}}$ мала, кривизною поверхонь плавлення можна знехтувати і розглядати процеси в плівках у прямокутній системі координат, спрямувавши вісь y по товщині плівок. Припустимо, що відносна швидкість у плівках розплаву змінюється лінійно, а в межах елемента dL в'язкісні і теплофізичні властивості розплаву в плівках, товщина яких мала, постійні і визначаються за середніми значеннями температур і швидкостей зсуву біля поверхонь черв'яка $\dot{\gamma}_{\text{ч}} = V_{\text{ч}} / \delta_{\text{ч}}$ і циліндра $\dot{\gamma}_{\text{ц}} = V_{\text{ц}} / \delta_{\text{ц}}$. Тоді рівняння збереження енергії в припущенні, що теплота передається тільки теплопровідністю по товщині плівок, набувають вигляду:

– для плівки біля черв'яка:

$$\lambda_{\text{ч}} \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \mu_{\text{ч}} \left(\frac{V_{\text{ч}}}{\delta_{\text{ч}}} \right)^2 = 0; \quad (2.47)$$

– для плівки біля циліндра:

$$\lambda_{\text{ц}} \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \mu_{\text{ц}} \left(\frac{V_{\text{ц}}}{\delta_{\text{ц}}} \right)^2 = 0. \quad (2.48)$$

де $\mu_{\text{ч}}$ і $\mu_{\text{ц}}$ – в'язкість розплаву в плівках біля поверхонь черв'яка і циліндра, відповідно.

Граничні умови для розв'язання рівнянь (2.47) і (2.48) набувають вигляду:

– для рівняння (2.47):

$$-\lambda_{\text{ч}} \frac{\partial T}{\partial y} \Big|_{y=0} = q_{\text{ч}}; \text{ або } T|_{y=0} = T_{\text{ч}} \quad (2.49)$$

$$T|_{y=\delta_{\text{ч}}} = T_{\text{пл}}; \quad (2.50)$$

– для рівняння (2.48):

$$T|_{y=0} = T_{\text{пл}}; \quad (2.51)$$

$$\lambda_{\text{ц}} \frac{\partial T}{\partial y} \Big|_{y=\delta_{\text{ц}}} = q_{\text{ц}}, \text{ або } T|_{y=\delta_{\text{ц}}} = T_{\text{ц}}, \quad (2.52)$$

де $q_{\text{ч}}$ і $q_{\text{ц}}$ – теплові потоки від зовнішніх систем нагрівання (охолодження) черв'яка і циліндра, відповідно.

Кількість теплоти, що надходить від поверхонь розплаву до нерозплавленого полімеру, становить:

– для плівки біля черв'яка

$$-\lambda_{\text{ч}} \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=\delta_{\text{ч}}} B \cos \varphi \frac{dL}{\sin \varphi};$$

– для плівки біля циліндра

$$\lambda_{\text{ц}} \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=0} B \cos \varphi \frac{dL}{\sin \varphi}.$$

Теплові потоки, які надходять від систем нагрівання (охолодження) черв'яка і циліндра ($q_{\text{ч}}$, $q_{\text{ц}}$), визначають за відомими значеннями потужності нагрівників за електричного нагрівання або за рівняннями конвективного теплообміну в разі рідинного або парового обігріву (охолодження). Якщо задача розв'язується за граничних умов першого роду (відомі температури стінки черв'яка і циліндра $T_{\text{ч}}$, $T_{\text{ц}}$), за результатами розрахунків потрібно визначити теплові потоки, які забезпечують ці температури. За рахунок цієї теплоти відбувається нагрівання і плавлення певної кількості твердого полімеру з підвищенням його ентальпії на величину $(i_{\text{пл}} - i_{\text{вх}})$. Потрібно зазначити, що $i_{\text{пл}}$ враховує також і теплоту плавлення полімеру.

За стаціонарних умов утворюваний розплав повністю переходить в область розплаву біля штовхального гребеня, а товщина плівок встановлюється такою, яка забезпечує цей перехід. Середня швидкість переміщення розплаву в напрямку, перпендикулярному гребеню витка, дорівнює:

– для плівки біля черв'яка: $\text{tg} \varphi V_{\text{ч}}/2$;

– для плівки біля циліндра: $\sin(\omega + \varphi) V_{\text{ц}}/2$.

Тоді для приросту витрат розплаву можна записати такі рівняння:

– для плівки біля черв'яка

$$dG_{\text{ч}} = -\lambda_{\text{ч}} \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=\delta_{\text{ч}}} B \cos \varphi \frac{dL}{\sin \varphi} \frac{1}{(i_{\text{пл}} - i_{\text{вх}})} = \rho_{\text{ч}} \frac{V_{\text{ч}}}{2} \text{tg} \varphi \frac{dL}{\sin \varphi} \delta_{\text{ч}}; \quad (2.53)$$

– для плівки біля циліндра

$$dG_{\text{ц}} = \lambda_{\text{ц}} \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=0} B \cos \varphi \frac{dL}{\sin \varphi} \frac{1}{(i_{\text{пл}} - i_{\text{вх}})} = \rho_{\text{ц}} \frac{V_{\text{ц}}}{2} \sin(\omega + \varphi) \frac{dL}{\sin \varphi} \delta_{\text{ц}}. \quad (2.54)$$

У загальному випадку глибина нарізки H змінюється по координаті $L(z)$, але її можна прийняти постійною в межах одного кроку розрахунку ΔL . Тобто, безперервну зміну H можна замінити ступінчастою.

Якщо припустити, що швидкість руху твердого полімеру залишається приблизно постійною і рівною швидкості V_{zt} на початку зони плавлення, то ширину нерозплавленого полімеру можна визначити за рівнянням

$$B = \frac{G - G_p}{\rho_n H_1 V_{zt}}, \quad (2.55)$$

де швидкість V_{zt} дорівнює

$$V_{zt} = \frac{G}{\rho_n B H_1}, \quad (2.56)$$

де H_1 – глибина нарізки на початку зони плавлення.

Середню температуру в плівках визначаємо за залежностями:

– для плівки біля черв'яка

$$T_{сч} = \frac{1}{\delta_{ч}} \int_0^{\delta_{ч}} T dy; \quad (2.57)$$

– для плівки біля циліндра

$$T_{сц} = \frac{1}{\delta_{ц}} \int_0^{\delta_{ц}} T dy. \quad (2.58)$$

Відповідно потужність дисипації, що витрачається в плівках, знайдемо інтегруванням по об'єму функції дисипації:

– для плівки біля черв'яка

$$\Delta N_{ч} = \mu_{ч} \left(\frac{V_{ч}}{\delta_{ч}} \right)^2 \delta_{ч} B \pi (D - 2H); \quad (2.59)$$

– для плівки біля циліндра

$$\Delta N_{ц} = \mu_{ц} \left(\frac{V_{ц}}{\delta_{ц}} \right)^2 \delta_{ц} B \pi D. \quad (2.60)$$

До системи рівнянь (2.10), (2.49)–(2.60), яка описує процес в плівках розплаву, потрібно додати рівняння, що визначають залежність теплофізичних властивостей від температури і в'язкості від швидкості зсуву і температури.

У результаті розв'язання рівняння (2.47) одержимо

$$T = T_{пл} + \frac{\mu_{ч}}{2\lambda_{ч}} \left(\frac{V_{ч}}{\delta_{ч}} \right)^2 (\delta_{ч}^2 - y^2) + \frac{q_{ч}}{\lambda_{ч}} (\delta_{ч} - y). \quad (2.61)$$

За рідинного охолодження значення $q_{ч}$ визначаються із рівнянь конвективного теплообміну.

Підставимо (2.61) у вираз (2.57), і після інтегрування знайдемо середню температуру плівки

$$T_{сч} = T_{пл} + \frac{\mu_{ч} V_{ч}^2}{3\lambda_{ч}} + \frac{q_{ч} \delta_{ч}}{2\lambda_{ч}}. \quad (2.62)$$

Відповідно температуру поверхні черв'яка визначимо, підставивши $y=0$ у рівняння (2.61)

$$T_{\text{ч}} = T_{\text{пл}} + \frac{\mu_{\text{ч}} V_{\text{ч}}^2}{2\lambda_{\text{ч}}} + \frac{q_{\text{ч}} \delta_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ч}}}. \quad (2.63)$$

Якщо задана температура поверхні черв'яка, то з рівняння (2.63) можна визначити тепловий потік, який цю температуру забезпечує

$$q_{\text{ч}} = \frac{\lambda_{\text{ч}} (T_{\text{ч}} - T_{\text{пл}})}{\delta_{\text{ч}}} - \frac{\mu_{\text{ч}} V_{\text{ч}}^2}{2\delta_{\text{ч}}}. \quad (2.64)$$

Гradient температур біля поверхні плавлення ($y = \delta_{\text{ч}}$) дорівнює

$$\left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=\delta_{\text{ч}}} = -\frac{\mu_{\text{ч}} V_{\text{ч}}^2}{\lambda_{\text{ч}} \delta_{\text{ч}}} - \frac{q_{\text{ч}}}{\lambda_{\text{ч}}}.$$

Підставляючи цей вираз в рівняння (2.53) отримаємо

$$\left(\frac{\mu_{\text{ч}} V_{\text{ч}}^2}{\delta_{\text{ч}}} + q_{\text{ч}} \right) B \cos \varphi \frac{1}{(i_{\text{пл}} - i_{\text{вх}})} = \rho_{\text{ч}} \frac{V_{\text{ч}}}{2} \operatorname{tg} \varphi \cdot \delta_{\text{ч}}.$$

Після перетворень попереднього виразу можна отримати рівняння для визначення товщини плівки розплаву

$$\delta_{\text{ч}} = \frac{\left[q_{\text{ч}} + \sqrt{q_{\text{ч}}^2 + \frac{2\rho_{\text{ч}} V_{\text{ч}} \operatorname{tg} \varphi}{B \cos \varphi} \mu_{\text{ч}} V_{\text{ч}}^2 (i_{\text{пл}} - i_{\text{вх}})} \right] B \cos \varphi}{\rho_{\text{ч}} V_{\text{ч}} \operatorname{tg} \varphi (i_{\text{пл}} - i_{\text{вх}})}. \quad (2.65)$$

Інтегруючи рівняння (2.48) і визначаючи постійні інтегрування з граничних умов (2.51) і (2.52), одержимо функцію, що описує профіль температур у плівці розплаву $\delta_{\text{ц}}$

$$T = T_{\text{пл}} + \frac{\mu_{\text{ц}}}{\lambda_{\text{ц}}} \left(\frac{V_{\text{ц}}}{\delta_{\text{ц}}} \right)^2 \left(\delta_{\text{ц}} y - \frac{y^2}{2} \right) + \frac{q_{\text{ц}} y}{\lambda_{\text{ц}}}. \quad (2.66)$$

Середню температуру плівки визначимо після підстановки виразу (2.66) у рівняння (2.58) і подальшого інтегрування

$$T_{\text{сц}} = T_{\text{пл}} + \frac{\mu_{\text{ц}} V_{\text{ц}}^2}{3\lambda_{\text{ц}}} + \frac{q_{\text{ц}} \delta_{\text{ц}}}{2\lambda_{\text{ц}}}. \quad (2.67)$$

Підставивши у залежність (2.66) значення $y = \delta_{\text{ц}}$, знаходимо температури стінки циліндра

$$T_{\text{ц}} = T_{\text{пл}} + \frac{\mu_{\text{ц}} V_{\text{ц}}^2}{2\lambda_{\text{ц}}} + \frac{q_{\text{ц}} \delta_{\text{ц}}}{\lambda_{\text{ц}}}. \quad (2.68)$$

Якщо задається температура стінки циліндра, то з рівняння (2.68) можна одержати тепловий потік, який цю температуру забезпечує

$$q_{\text{ц}} = \frac{\lambda_{\text{ц}} (T_{\text{ц}} - T_{\text{пл}})}{\delta_{\text{ц}}} - \frac{\mu_{\text{ц}} V_{\text{ц}}^2}{2\delta_{\text{ц}}}. \quad (2.69)$$

Диференціюючи вираз (2.66) при значенні $y=0$ і підставляючи одержане рівняння у вираз (2.54), матимемо

$$\left(\frac{\mu_{\text{ц}} V_{\text{ц}}^2}{\delta_{\text{ц}}} + q_{\text{ц}} \right) B \cos \varphi \frac{1}{(i_{\text{пл}} - i_{\text{вх}})} = \rho_{\text{ц}} \frac{V_{\text{ц}}}{2} \sin(\omega + \varphi) \delta_{\text{ц}},$$

звідки можна отримати вираз для визначення товщини плівки $\delta_{\text{ц}}$

$$\delta_{\text{ц}} = \frac{q_{\text{ц}} + \sqrt{q_{\text{ц}}^2 + \frac{2\rho_{\text{ц}} V_{\text{ц}} \sin(\omega + \varphi)}{B \cos \varphi} \mu_{\text{ц}} V_{\text{ц}}^2 (i_{\text{пл}} - i_{\text{вх}})}}{\frac{\rho_{\text{ц}} V_{\text{ц}} \sin(\omega + \varphi) (i_{\text{пл}} - i_{\text{вх}})}{B \cos \varphi}}. \quad (2.70)$$

Розглянемо далі рівняння (2.10) для області твердого полімеру, коли відсутні внутрішні дисипативні джерела енергії ($q_V = 0$). У цьому разі граничні умови для його розв'язання:

$$T|_{L=0} = T_{\text{вх}}; \quad (2.71)$$

$$T|_{z=(S-E)-B} = T_{\text{пл}}; \quad (2.72)$$

$$T|_{z=(S-E)} = T_{\text{пл}}; \quad (2.73)$$

$$T|_{r=R_2+\delta_{\text{ч}}} = T_{\text{пл}}; \quad (2.74)$$

$$T|_{r=R_3-\delta_{\text{ц}}} = T_{\text{пл}}. \quad (2.75)$$

Потрібно зауважити, що на поверхнях контакту твердий полімер-розплав задавати граничні умови четвертого роду в цьому випадку було б некоректним, оскільки на цих поверхнях має місце плавлення твердого полімеру з поглинанням теплоти фазового переходу, величина якої уже врахована в ентальпії $i_{\text{пл}}$ при розрахунку процесів у плівках розплаву.

Для області розплаву граничні умови мають вигляд:

$$T|_{L=0} = T_{\text{вх}}; \quad (2.76)$$

$$T|_{z=0} = T_{\text{с}}; \quad (2.77)$$

$$T|_{z=(S-E)-B} = T_{\text{пл}}; \quad (2.78)$$

$$\left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r=R_2} = -\frac{1}{\lambda} q_{\text{ч}}, \text{ або } T|_{r=R_2} = T_{\text{ч}}; \quad (2.79)$$

$$\left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r=R_3} = -\frac{1}{\lambda} q_{\text{ц}}, \text{ або } T|_{r=R_3} = T_{\text{ц}}. \quad (2.80)$$

Гранична умова (2.77) означає, що біля гребеня витка температура розплаву дорівнює середній температурі розплаву, що утворюється в плівках. В умові (2.78) приймають, що на поверхні контакту розплаву і твердого полімеру температура дорівнює температурі плавлення.

Потрібно зазначити, що формулювання граничних умов для поверхонь $z = 0$ і $z = (S - E) - B$ є приблизним, але для невеликої глибини нарізки, як показали виконі розрахунки, ці умови не мають істотного впливу на процес плавлення.

На поверхні контакту полімеру з поверхнями черв'яка і циліндра можна задавати такі граничні умови: другого роду, якщо відомі відповідні теплові потоки $q_{\text{ч}}$ і $q_{\text{ц}}$ або першого роду, якщо задаються температури цих поверхонь (рівняння (2.79) і (2.80)). В останньому випадку в результаті розрахунку визначають теплові потоки, потрібні для підтримання цих температур.

Для визначення інтенсивності дисипації у вузлових точках області розплаву використаємо рівняння (1.12)–(1.19) для швидкісних полів і тиску при градієнтній течії рідини між нерухомою і рухомою пластинами, реологічні властивості якої описуються степеневим рівнянням, які докладно проаналізовані в праці [39] (див п. 1.8.4). Ці рівняння використовуються для моделювання процесу екструзії у випадку плоскопаралельної моделі з обертовим циліндром і нерухомим черв'яком, а тому для моделювання процесу в нашому випадку обчислені профілі швидкості потрібно «повернути» на 180° .

Для степеневих рівнянь компоненти напружень розраховують за рівняннями (1.22), (1.23), а інтенсивність внутрішніх джерел визначають за рівнянням (1.24). Сумарну потужність дисипації визначають інтегруванням рівняння (1.24) по відповідному об'єму розплаву.

2.3.2. Алгоритм розрахунку зони плавлення

Для числового розв'язання рівняння (2.10) з граничними умовами для області твердого полімеру і розплаву застосуємо метод скінченних різниць.

Рівняння (2.10) є двовимірним квазілінійним рівнянням параболічного типу по координаті L і разом з граничними умовами та функціями, які враховують залежність теплофізичних властивостей полімеру від температури, описує процес теплообміну. Рівняння розв'яжемо методом змінних напрямків, суть якого полягає в розщепленні двовимірної задачі в послідовність одновимірних по кожній із просторових координат [113, 119]. При цьому спочатку апроксимуємо похідну по r неявно, для $n + 1$ кроку по L , а похідну по z – явно, для n -го кроку по L , температури для якого відомі. Рівняння (2.10) при цьому апроксимується системою алгебраїчних рівнянь із тридіагональною матрицею. На наступному етапі неявно апроксимуємо похідну по z , а для похідної по r використаємо обчислені на попередньому етапі значення температур. Для розв'язання системи рівнянь із тридіагональною матрицею використаємо розроблений у праці [119] алгоритм методу прогонки. При розрахунку процесу у твердому полімері внутрішні джерела q_V вважатимемо відсутніми, а при розрахунку теплообміну в області розплаву їх значення визначатимуться залежно від швидкості зсуву у відповідній вузловій точці. Метод розрахунку ілюструється рис. 2.11.

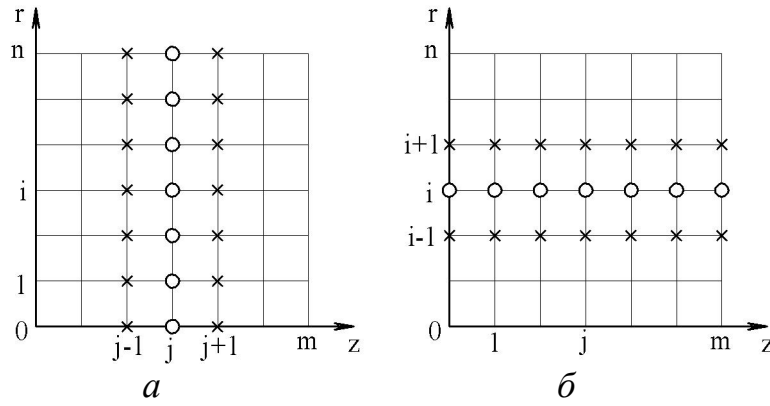


Рис. 2.11. Ілюстрація методу змінних напрямків

Під час прогонки по координаті r (i -і вузлові точки, рис. 2.11, а) використовують значення температур $(j-1)$, j і $(j+1)$ попереднього n -го кроку по L . Відповідно прогонку по координаті z (рис. 2.11, б), здійснюють з використанням обчислених у результаті прогонки по r температур у точках $(i-1)$, i та $(i+1)$.

Для скорочення кількості індексів температури попереднього n -го кроку позначатимемо $T_{i,j}$, а температури обчислюваного $(n+1)$ -го кроку відповідно $S_{i,j}^*$ для прогонки по r і $S_{i,j}$ для прогонки по z .

Для здійснення прогонки по координаті r запишемо рівняння (2.10) у вигляді

$$\rho c V_L \frac{\partial S^*}{\partial L} - \frac{\partial}{\partial r} \left(\lambda \frac{\partial S^*}{\partial r} \right) - \frac{\lambda}{r} \frac{\partial S^*}{\partial r} = \lambda \frac{S_{i,j-1} - 2S_{i,j} + S_{i,j+1}}{\Delta z^2} + q_{Vi,j}. \quad (2.81)$$

Коефіцієнти прямої прогонки для внутрішніх вузлових точок ($i = 1, \dots, mn-1$) визначаються за залежностями [119]:

$$\begin{aligned} a_i &= \frac{E_1}{E}; & b_i &= \frac{E_2}{E}; \\ \text{де } \lambda' &= \lambda \left(\frac{S_{i,j}^* + S_{i+1,j}^*}{2} \right), & \lambda'' &= \lambda \left(\frac{S_{i,j}^* + S_{i-1,j}^*}{2} \right); \\ E_1 &= \frac{1}{\Delta r^2} \lambda' + \frac{1}{2r\Delta r} \lambda(S_{i,j}^*); \\ E_2 &= \left[\frac{1}{\Delta r^2} \lambda'' - \frac{1}{2r\Delta r} \lambda(S_{i,j}^*) \right] b_{i-1} + \lambda(S_{i,j}^*) \frac{S_{i,j-1} - 2S_{i,j} + S_{i,j+1}}{\Delta z^2} + \\ &+ \rho(S_{i,j}^*) c(S_{i,j}^*) V_L \frac{1}{\Delta L} T_{i,j} + q_{Vi,j} \\ E &= \rho(S_{i,j}^*) c(S_{i,j}^*) V_L \frac{1}{\Delta L} + \frac{1}{\Delta r^2} (\lambda' + \lambda'') + \left[\frac{1}{2r\Delta r} \lambda(S_{i,j}^*) - \frac{1}{\Delta r^2} \lambda'' \right] a_{i-1}. \end{aligned} \quad (2.82)$$

Значення температур у крайніх вузлових точках для області твердого полімеру із граничних умов (2.74) і (2.75):

$$S_{0,j}^* = T_{\text{пл}}; \quad (2.83)$$

$$S_{mn,j}^* = T_{\text{пл}}. \quad (2.84)$$

Відповідно для області розплаву із граничних умов (2.79) і (2.80) маємо:

$$S_{0,j}^* = S_{1,j}^* + \frac{1}{\lambda(S_{0,j}^*)} q_{\text{ч}}, \text{ або } S_{0,j}^* = T_{\text{ч}}; \quad (2.85)$$

$$S_{mn,j}^* = S_{mn-1,j}^* + \frac{1}{\lambda(S_{mn,j}^*)} q_{\text{ц}}, \text{ або } S_{mn,j}^* = T_{\text{ц}}. \quad (2.86)$$

Зворотна прогонка здійснюється за формулою:

$$\text{для } i = 1, \dots, mn-1 \quad S_{i,j}^* = a_i S_{i+1,j}^* + b_i. \quad (2.87)$$

Для прогонки по координаті z запишемо рівняння (2.10) у вигляді

$$\rho c V_L \frac{\partial S}{\partial L} - \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial S}{\partial z} \right) = \frac{1}{r} \lambda \frac{S_{i+1,j}^* - S_{i-1,j}^*}{2\Delta r} + \lambda \frac{S_{i-1,j}^* - 2S_{i,j}^* + S_{i+1,j}^*}{\Delta r^2}. \quad (2.88)$$

Коефіцієнти прямої прогонки для внутрішніх точок дорівнюють [119]:

$$\text{для } j = 1, \dots, mm-1$$

$$a_j = \frac{E_1}{E}; \quad b_j = \frac{E_2}{E},$$

$$\text{де } \lambda' = \lambda \left(\frac{S_{i,j} + S_{i,j+1}}{2} \right); \quad \lambda'' = \lambda \left(\frac{S_{i,j} + S_{i,j-1}}{2} \right); \quad (2.89)$$

$$E_1 = \frac{1}{\Delta z^2} \lambda';$$

$$E_2 = \frac{1}{\Delta z^2} \lambda'' b_{j-1} + \frac{1}{r} \lambda(S_{i,j}^*) \frac{S_{i+1,j}^* - S_{i-1,j}^*}{2\Delta r} + \lambda(S_{i,j}^*) \frac{S_{i-1,j}^* - 2S_{i,j}^* + S_{i+1,j}^*}{\Delta r^2} +$$

$$+ \rho(S_{i,j}) c(S_{i,j}) V_L \frac{1}{\Delta L} T_{i,j} + q_{Vi,j}$$

$$E = \rho(S_{i,j}) c(S_{i,j}) V_L \frac{1}{\Delta L} + \frac{1}{\Delta z^2} (\lambda' + \lambda'') + \frac{1}{\Delta r^2} \lambda'' a_{j-1}.$$

З граничних умов (2.72) і (2.75) для області твердого полімеру визначимо температури у крайніх вузлових точках:

$$S_{i,m1m} = T_{\text{пл}} \quad \text{і} \quad S_{i,mm} = T_{\text{пл}}, \quad (2.90)$$

де $m1m$ – номер вузлової точки на границі поділу розплав–твердий полімер (значення $m1m$ визначаються, після обчислення ширини нерозплавленого полімеру B).

Для області розплаву відповідно до граничних умов (2.77) і (2.78) маємо

$$S_{i,0} = T_c \quad \text{і} \quad S_{i,mlm} = T_{пл}. \quad (2.91)$$

Зворотна прогонка здійснюється за формулою

$$S_{i,j}^{(k+1)} = a_j S_{i,j+1} + b_j. \quad (2.92)$$

Ітераційний процес закінчується при досягненні заданої точності ε_0 для k -го і $(k+1)$ -го наближень:

$$\max \frac{|S_{0,j}^{(k+1)} - S_{i,j}^{(k)}|}{S_{i,j}^{(k+1)}} < \varepsilon_0. \quad (2.93)$$

Графічну схему алгоритму розрахунку зони плавлення наведено на рис. 2.12.

2.3.3. Аналіз результатів числового моделювання

Для порівняння результатів теоретичних розрахунків за розробленою моделлю використані експериментальні дані з дослідження процесу плавлення [35]. Для цього здійснено числовий розрахунок за вихідними даними праці [35], які подані в табл. 2.2. Температурні поля для 6, 8 і 12-го витків черв'яка наведені на рис. 2.13.

Таблиця 2.2

Параметри одночерв'ячної екструзії [35]

| Параметр | Значення |
|---|----------|
| Геометричні параметри екструдера | |
| Діаметр, мм | 63,5 |
| Довжина (L/D) | 26 |
| Довжина зони подачі (L/D) | 12 |
| Довжина зони плавлення (звуженої частини) (L/D) | 9,5 |
| Довжина зони гомогенізації (L/D) | 4,5 |
| Глибина каналу у зоні подачі, мм | 9,39 |
| Глибина каналу у зоні гомогенізації | 3,23 |
| Кут підйому гвинтової нарізки, град | 17,7 |
| Умови експлуатації | |
| Частота обертання черв'яка, хв^{-1} | 40 |
| Продуктивність, кг/год | 32,6 |
| Температура стінки циліндра, $^{\circ}\text{C}$ | 232 |
| Властивості сировини | |
| Матеріал | ПЕНГ |

На рис. 2.14 наведено порівняння результатів розрахунку (суцільна крива) з експериментальними даними [35] і результатами теоретичних досліджень інших авторів [35] (штрихові криві). Розрахунки зміни ширини твердої пробки полімеру показали задовільний збіг з експериментальними даними і більш точно описує реальний стан ніж відомі результати обчислень інших авторів.

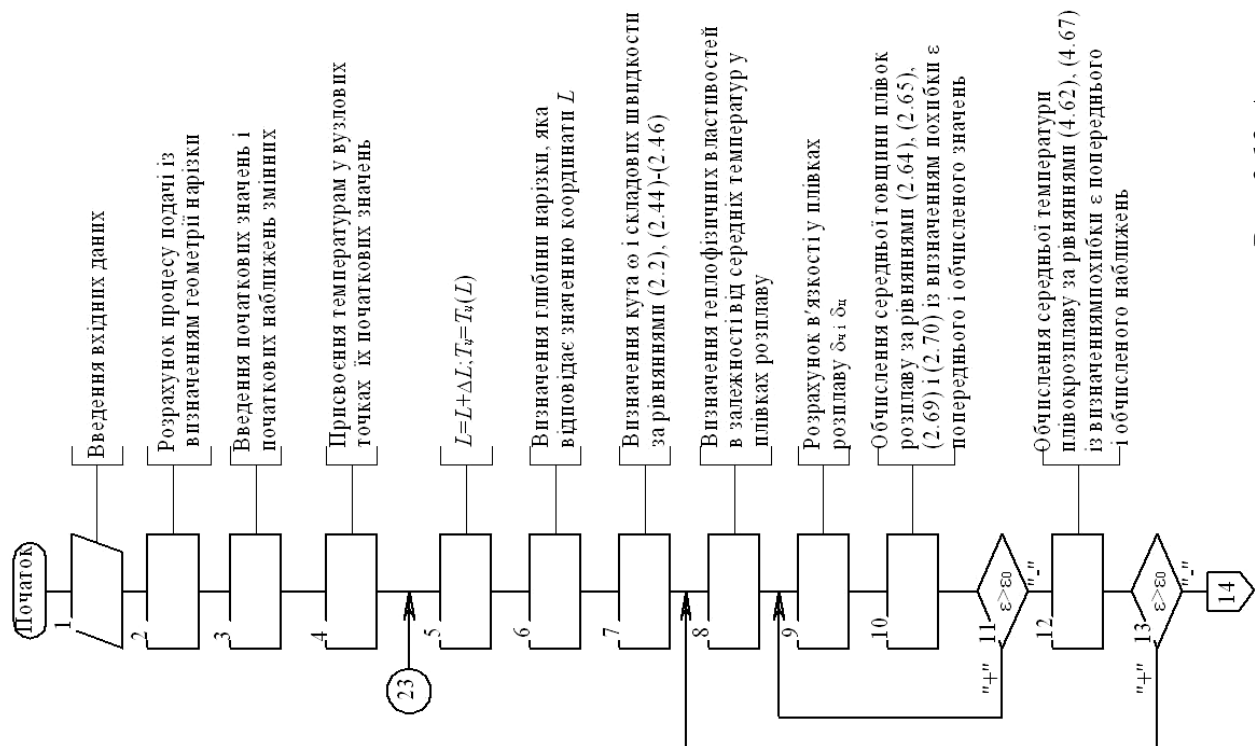
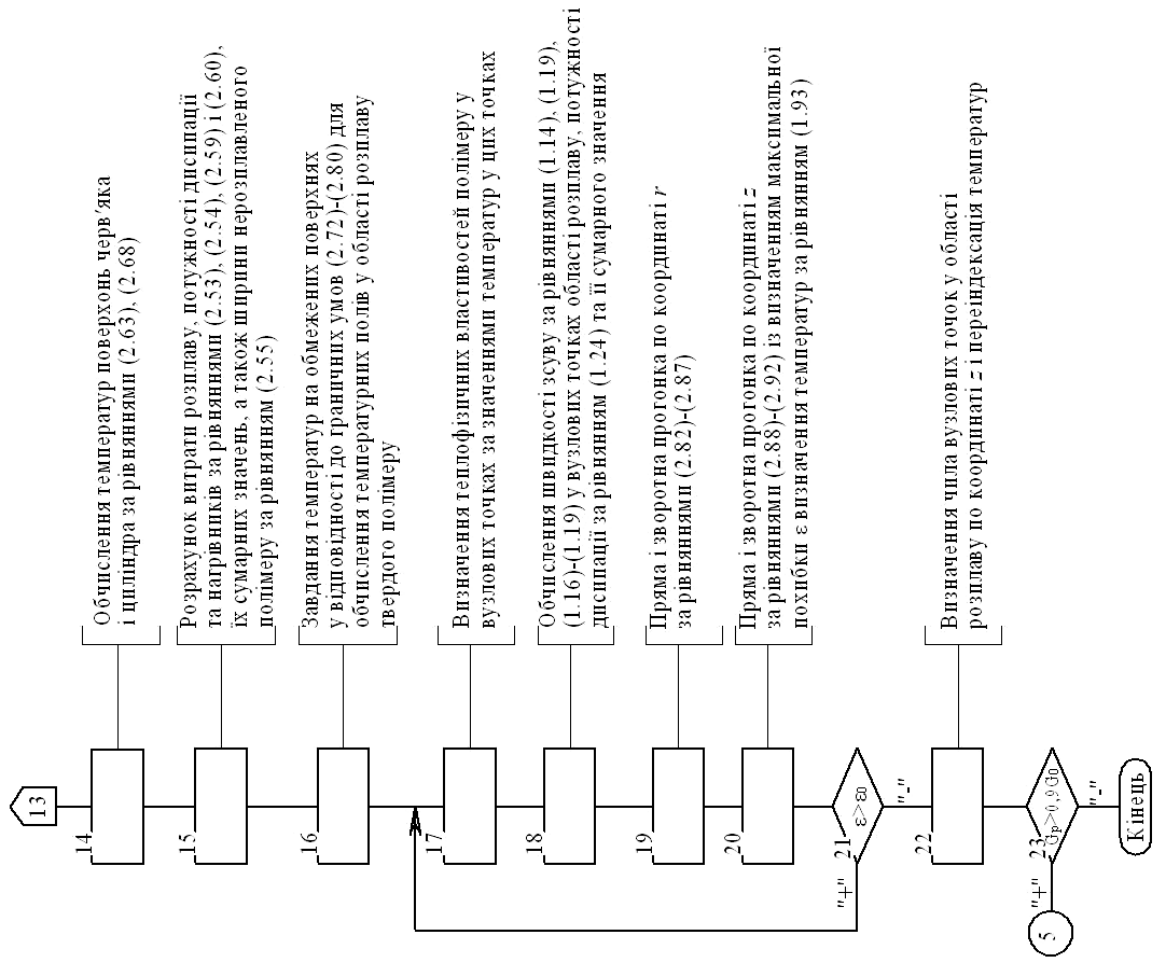


Рис. 2.12. Алгоритм розрахунку зони плавлення



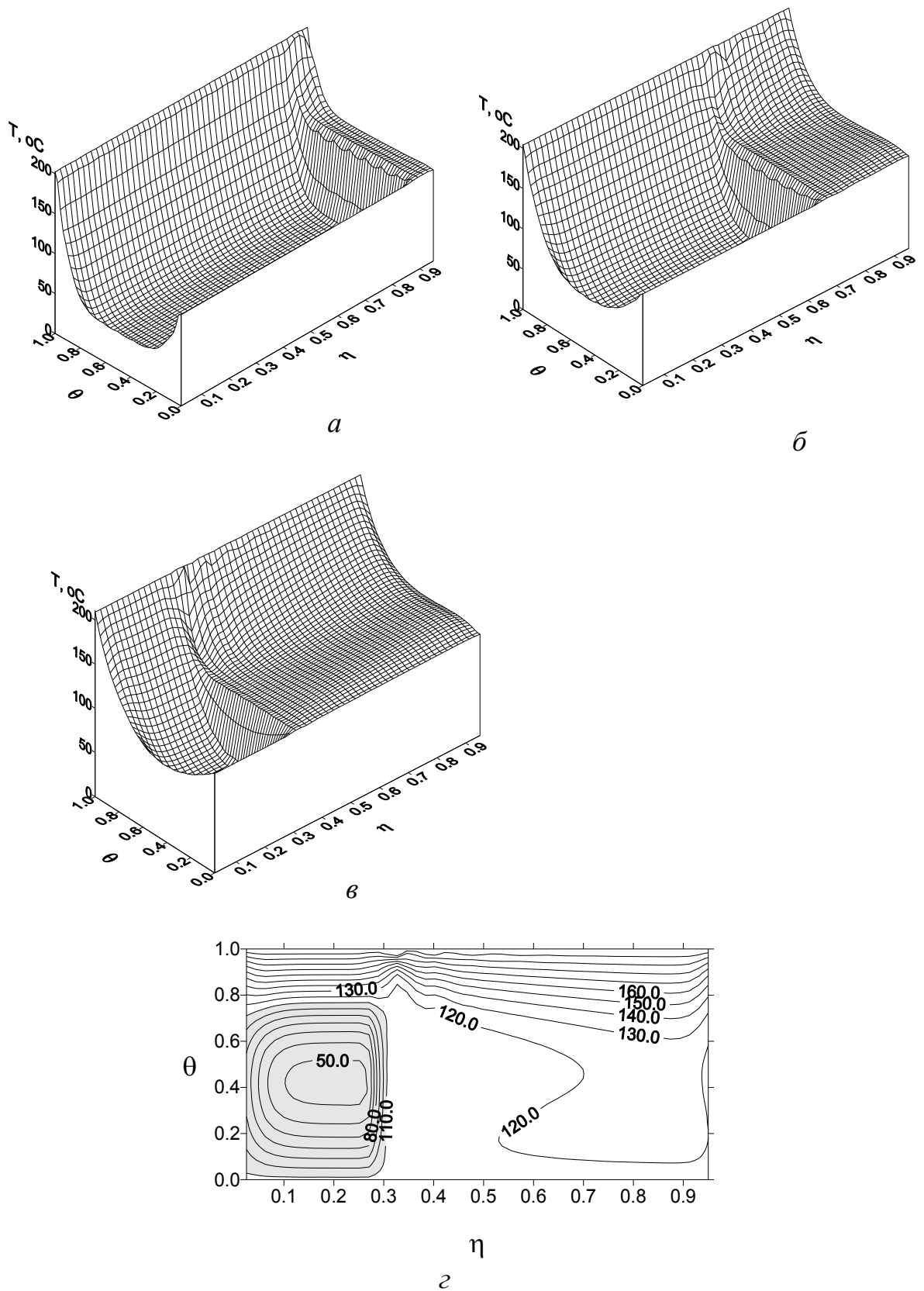


Рис. 2.13. Температурні поля в каналі черв'яка: *a* – $L/D=6$; *б* – $L/D=8$; *в*, *г* – $L/D=12$

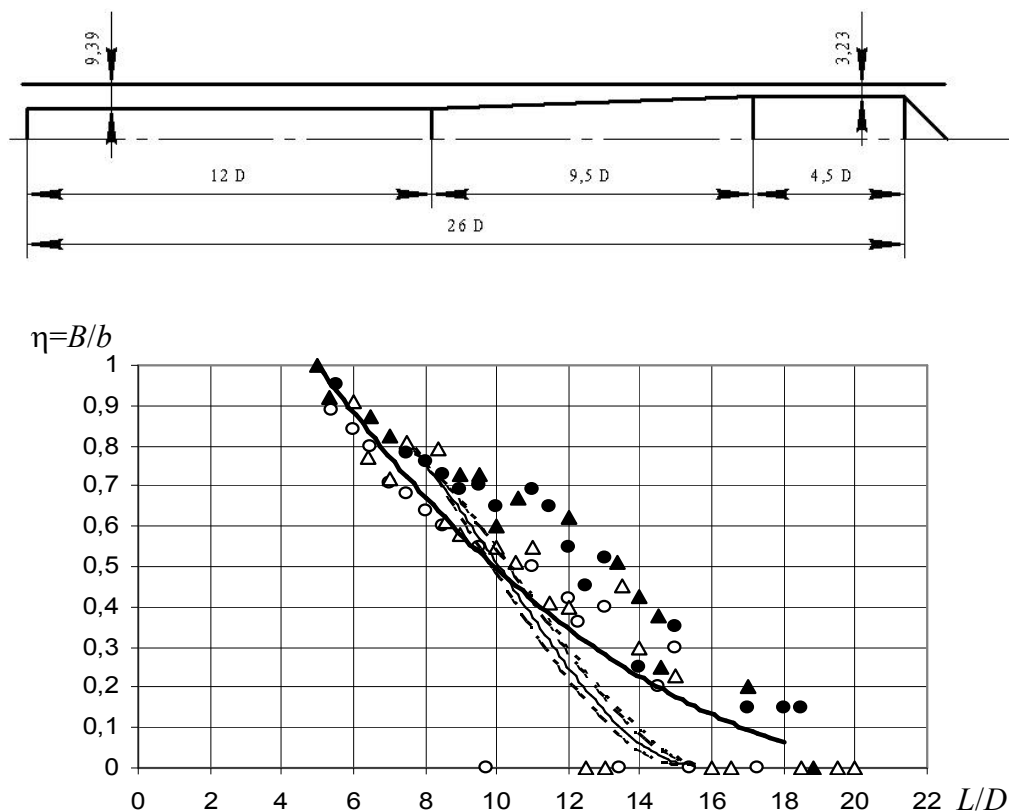


Рис. 2.14. Зміна ширини твердої пробки вздовж осі екструзії

З рис. 2.14 видно, що розроблена програма розрахунку дозволяє з достатньою точністю обчислювати процес плавлення у каналі черв'яка, в результаті чого визначаються температурні поля у каналі екструдера, зміна ширини нерозплавленого матеріалу, частота обертання та енергетичні витрати.

Потрібно відзначити, що розрахунок температурних полів в зоні розплаву і твердого полімеру дозволяє при моделюванні екструдера здійснювати стикування зон плавлення і гомогенізації, оскільки область розплаву збільшується, заповнюючи поступово весь канал черв'яка. Числові розрахунки і оцінка їх результатів показали, що процеси біля бічних поверхонь гребенів витків не мають істотного впливу на кінцеві результати, а тому при складанні програми розрахунку екструдера похідною по z у рівнянні (2.10) можна знехтувати.

Основні положення теоретичного дослідження зони плавлення опубліковані в працях [145, 147, 152].

2.4. Зона гомогенізації

2.4.1. Математична модель процесу гомогенізації із спінуювальним агентом в розплаві полімеру

У зоні гомогенізації полімер перебуває у вигляді розплаву, причому, в екструдері для виробництва спінених полімерів зон гомогенізації дві: після

зони плавлення до введення і після введення спінювального агента. Відмінністю процесу в зоні після введення спінювального агента є потреба підтримання тиску й температури розплаву, які мають запобігти передчасному пароутворенню в каналі черв'яка. Попередні експерименти показали, що виготовлення якісного виробу можливе у відносно невеликій області зміни параметрів процесу, що свідчить про зростання впливу теплообміну зі стінкою циліндра, і це потрібно врахувати в математичній моделі. Як показав аналіз результатів розрахунку зони плавлення, вплив теплопровідності в розплаві в напрямку координати z незначний, а тому рівняння (2.10) можна записати у вигляді

$$\rho c V_L \frac{\partial T}{\partial L} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda \frac{\partial T}{\partial r} \right) + q_V. \quad (2.94)$$

Для розв'язання рівняння (2.94) потрібно сформулювати граничні умови, від яких істотно залежать результати розрахунку. При цьому можливі такі два варіанти: граничні умови першого роду (задаються температури поверхонь) і граничні умови другого роду (вважаються заданими теплові потоки на поверхні черв'яка $q_{\text{ч}}$ і циліндра $q_{\text{ц}}$). Теплові потоки у випадку електричного обігріву виражаються через потужність нагрівників, а у випадку рідинного обігріву – через коефіцієнти тепловіддачі і температуру охолодної рідини T_p (умови третього роду). Температура стінки циліндра за граничних умов першого роду задається і підтримується системою регулювання, а задання температури поверхні черв'яка є проблематичним, оскільки вона взагалі невідома. Тому в даному випадку потрібно вводити певні припущення щодо цієї температури, які внесуть відповідну похибку в результати розрахунку. З іншого боку, за наявності системи темостатування черв'яка, задаючи температуру його поверхні, можна визначити кількість теплоти, яку має підвести (або відвести) ця система і відповідним чином виконувати розрахунок умов теплообміну.

Перенесення енергії крізь стінку черв'яка і стінку циліндра описується рівнянням

$$\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} = 0. \quad (2.95)$$

Граничні умови для розв'язання рівнянь (2.94) і (2.95) такі (рис. 2.15):

$$\text{якщо } L=0, \text{ то } T=T_{\text{вх}}; \quad (2.96)$$

$$\text{якщо } r=R_1, \text{ то } -\lambda_{\text{ст}} \frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{r=R_1-0} = q_{\text{ч}}; \quad (2.97)$$

$$\text{якщо } r=R_2, \text{ то } -\lambda \frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{r=R_2-0} = -\lambda_{\text{ст}} \frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{r=R_2+0} = q_{\text{ч}}; \quad (2.98)$$

$$\text{якщо } r=R_3, \text{ то } -\lambda \frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{r=R_3-0} = -\lambda_{\text{ст}} \frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{r=R_3+0} = q_{\text{ц}}; \quad (2.99)$$

$$\text{якщо } r=R_4, \text{ то } -\lambda_{\text{ст}} \frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{r=R_4-0} = q_{\text{ц}}. \quad (2.100)$$

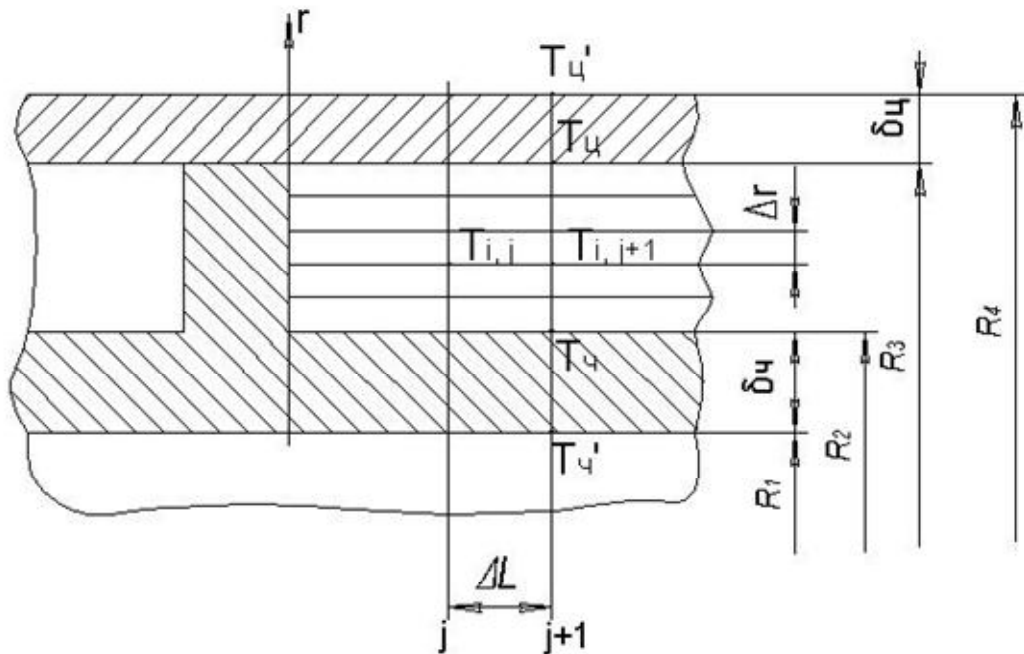


Рис. 2.15. Схема до розрахунку зони гомогенізації

Теплові потоки від поверхонь черв'яка і циліндра ($q_{\text{ч}}$ і $q_{\text{ц}}$) визначають за відомих значень коефіцієнтів тепловіддачі у разі рідинного (парового) обігріву або за потужністю нагрівників у разі електрообігріву. Коефіцієнти тепловіддачі можна знайти за відовими рівняннями теплообміну під час конвекції або зміни агрегатного стану.

Таким чином, система рівнянь (2.94), (2.95)–(2.100) описує процес теплообміну в зоні гомогенізації.

За відсутності перетворень в об'ємі маси умовна температура дорівнює дійсній температурі. Під час перероблення спінених полімерів в об'ємі екструдера можливі фазові перетворення, які пов'язані зі значними тепловими ефектами. Канал черв'яка є закритим об'ємом і в ньому за певних умов можливе пароутворення. При цьому пара не відводиться у вільний простір, як це характерно, наприклад, для сушарок, а залишається в об'ємі маси. Оскільки цей об'єм обмежений, то разом з тиском, що генерується черв'яком, виникає і термодинамічний тиск, що істотно впливає на процес пароутворення. Введення в математичну модель умовної температури дозволяє оцінити вплив фазових перетворень на температурний режим перероблення й визначити реальну температуру маси за рівнянням (див. п. 2.1)

$$T = T^* - \frac{x r_{\text{п}}}{c}. \quad (2.101)$$

Інтенсивність дисипації в об'ємі розплаву q_V визначають за рівнянням (2.94), у якому швидкості деформації знаходяться відповідно за рівняннями (2.84)–(2.89). Градієнти тиску обчислюються за рівняннями (2.90) або (2.91) залежно від їх знаку.

Сумарна потужність дисипації визначається інтегруванням по кільцевому об'єму інтенсивності дисипації q_V . Оскільки із врахуванням прийнятих припущень швидкості зсуву залежать тільки від радіуса, то рівняння для визначення потужності дисипації в кільцевому об'ємі має вигляд

$$\Delta N_{\text{дис}} = 2\pi\Delta L / \cos \varphi \int_{R_4}^{R_3} q_V r dr. \quad (2.102)$$

Інтеграл у рівнянні (2.102) обчислюють одним з числових методів.

2.4.2. Алгоритм розрахунку зони гомогенізації

Для розв'язання рівняння (2.94) застосуємо метод скінчених різниць. Оскільки рівняння є одновимірним параболічного типу, то вибираємо неявну схему з розв'язанням системи рівнянь методом прогонки. Як і в попередніх випадках, для зменшення кількості індексів позначимо температуру обчислюваного шару S_i , а попереднього шару – T_i .

Для розв'язання рівняння (2.94) виберемо сітку, зображену на рис. 2.15, із кроками розрахунку Δr і ΔL . Коефіцієнти прямої прогонки a_i і b_i для внутрішніх вузлових точок ($i=1, \dots, m-1$) набувають вигляду:

$$\begin{aligned} a_i &= \frac{E_1}{E}; \quad b_i = \frac{E_2}{E}; \\ E &= \rho_i c_i V_L \frac{1}{\Delta L} + \frac{1}{\Delta r^2} \left(\frac{\lambda_i + \lambda_{i-1}}{2} + \frac{\lambda_i + \lambda_{i+1}}{2} \right) + \left(\frac{\lambda_i}{2r\Delta r} - \frac{\lambda_i + \lambda_{i-1}}{2\Delta r^2} \right) a_{i-1}; \\ E_1 &= \frac{\lambda_i + \lambda_{i+1}}{2\Delta r^2} + \frac{\lambda_i}{2r\Delta r}; \\ E_2 &= \left(\frac{\lambda_i + \lambda_{i-1}}{2\Delta r^2} - \frac{\lambda_i}{2r\Delta r} \right) b_{i-1} + \rho_i c_i V_L \frac{1}{\Delta L} T_{i,j} + q_{vi}. \end{aligned} \quad (2.103)$$

Теплофізичні властивості маси визначаються за дійсними температурами у відповідних вузлових точках. Розв'язання рівняння (2.94) за граничних умов першого роду дає такі вирази для теплових потоків (рис. 2.15):

– стінка циліндра

$$q_{\text{ц}} = \frac{T_{\text{ц}}' - T_{\text{ц}}}{\frac{R_3}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}}; \quad (2.104)$$

– поверхня черв'яка

$$q_{\text{ч}} = \frac{T_{\text{ч}}' - T_{\text{ч}}}{\frac{R_2}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_3}} = \alpha (T_{\text{ч}}' - T_{\text{р}}). \quad (2.105)$$

Підставимо вираз (2.104) у граничну умову (2.99) і після дискретизації похідної одержимо

$$q_{\text{ц}} = \lambda_m \frac{T_{\text{ц}} - S_{m-1}}{\Delta r} = \frac{T_{\text{ц}}' - T_{\text{ц}}}{\frac{R_3}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}}. \quad (2.106)$$

Якщо задана температура стінки $T_{\text{ц}} = S_m$, то з рівняння (2.106) можна визначити тепловий потік, потрібний для підтримання температури $T_{\text{ц}}$

$$q_{\text{ц}} = \lambda_m \frac{T_{\text{ц}} - S_{m-1}}{\Delta r} \quad (2.107)$$

і температуру зовнішньої поверхні циліндра:

$$T_{\text{ц}}' = T_{\text{ц}} + q_{\text{ц}} \frac{R_3}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}. \quad (2.108)$$

Якщо ж заданий тепловий потік $q_{\text{ц}}$, то з рівняння (2.106) можна визначити температуру $T_{\text{ц}} = S_m$

$$T_{\text{ц}} = S_m = S_{m-1} + q_{\text{ц}} \frac{\Delta r}{\lambda_m} \quad (2.109)$$

і температуру $T_{\text{ц}}'$

$$T_{\text{ц}}' = T_{\text{ц}} + q_{\text{ц}} \frac{R_3}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_4}{R_3}. \quad (2.110)$$

Тепер розглянемо рівняння (2.97) і (2.105) і подамо їх в дискретизованому вигляді, враховуючи, що $T_{\text{ч}} = S_0$

$$q_{\text{ч}} = \lambda_0 \frac{T_{\text{ч}} - S_1}{\Delta r} = \frac{T_{\text{ч}}' - T_{\text{ч}}}{\frac{R_2}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1}} = \alpha (T_{\text{ч}}' - T_{\text{р}}). \quad (2.111)$$

Якщо задається температура черв'яка $T_{\text{ч}} = S_0$, то з рівняння (2.111) можна визначити тепловий потік, потрібний для забезпечення цієї температури

$$q_{\text{ч}} = \lambda_0 \frac{T_{\text{ч}} - S_1}{\Delta r} \quad (2.112)$$

і температуру внутрішньої поверхні

$$T_{\text{ч}}' = T_{\text{ч}} + q_{\text{ч}} \frac{R_2}{\lambda_{\text{ст}}} \ln \frac{R_2}{R_1}. \quad (2.113)$$

Система термостатування має забезпечувати таке значення коефіцієнта тепловіддачі

$$\alpha = \frac{q_{\text{ч}}}{T_{\text{ч}} - T_{\text{р}}}. \quad (2.114)$$

Визначивши α , далі можна визначити режим руху рідини крізь термостатувальні канали черв'яка, а також багатоваріантними розрахунками підібрати її температуру $T_{\text{р}}$.

Якщо задані граничні умови третього роду (коефіцієнт тепловіддачі і температура рідини), то, розв'язуючи систему рівнянь (2.110) і (2.111), одержимо вирази для визначення температур поверхонь стінки черв'яка:

$$T_{\text{ч}} = S_0 + \frac{T_{\text{р}} + \left(\frac{A \lambda_0}{\Delta r} + \frac{\lambda_0}{\alpha \Delta r} \right) S_1}{1 + \left(\frac{A \lambda_0}{\Delta r} + \frac{\lambda_0}{\alpha \Delta r} \right)}; \quad (2.115)$$

$$T_{\text{ч}}' = T_{\text{р}} + \frac{\lambda_0}{\alpha \Delta r} (S_0 - S_1), \quad (2.116)$$

де $A = \frac{1}{\lambda_{\text{см}}} \ln \frac{R_2}{R_1}$.

Після визначення значень температур S_0 і S_m зворотна прогонка здійснюється за формулою

$$\text{для } i = 1 \dots m-1 \quad S_i = a_i S_{i+1} + b_i. \quad (2.117)$$

Ітераційний процес закінчується, коли найбільша похибка попереднього і обчислюваного значень стане менше від заданої. Потужність дисипації визначається за рівнянням (2.102).

Таким чином, система рівнянь (2.103), (2.107)–(2.110), (2.112)–(2.117) дозволяє здійснити розв'язання рівняння збереження енергії методом прогонки. Алгоритм розрахунку зображено на рис. 2.16.

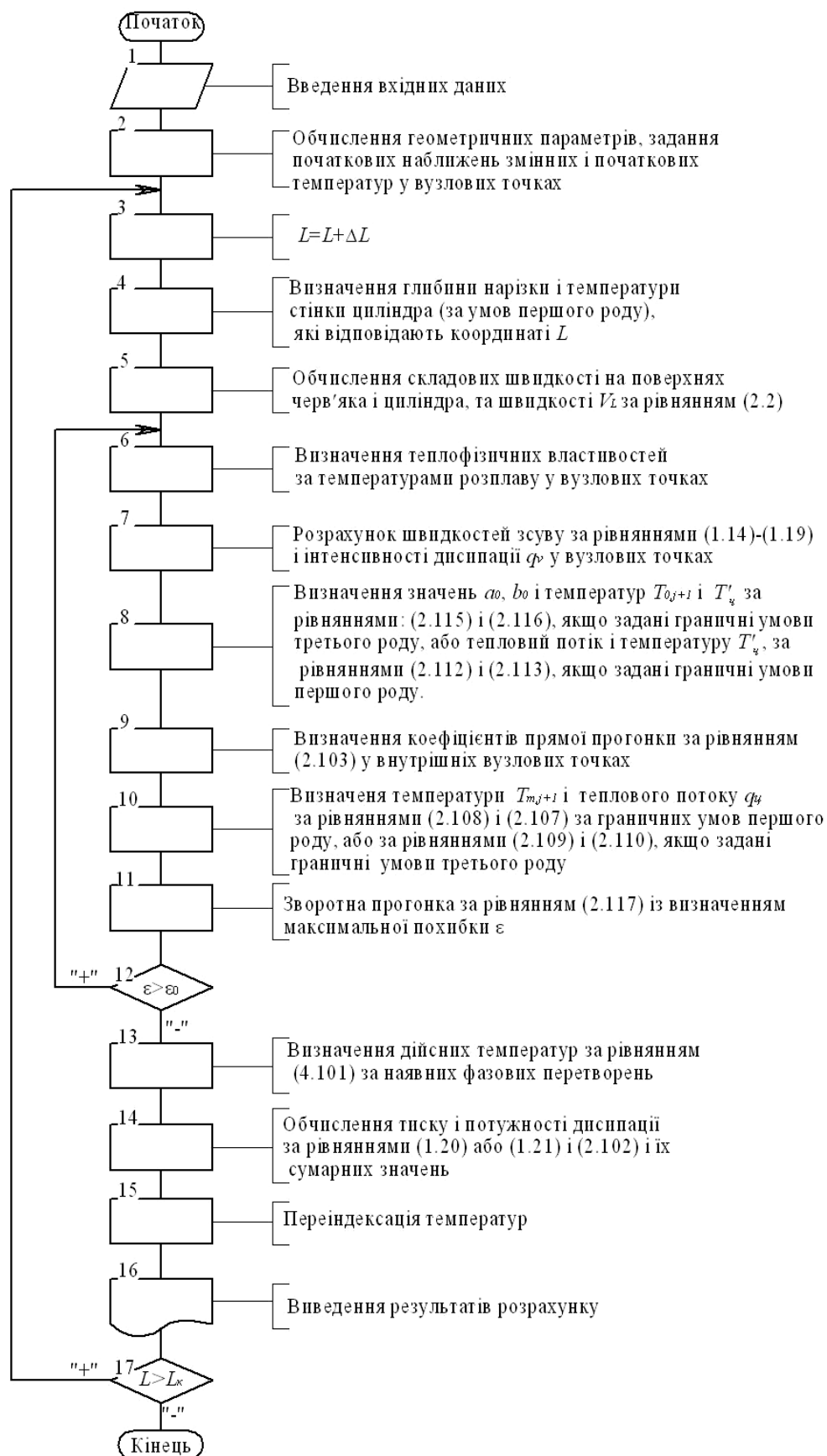


Рис. 2.16. Алгоритм розрахунку зони гомогенізації

2.4.3. Аналіз результатів числового моделювання

Використовуючи програму розрахунку зони гомогенізації, здійснено числове моделювання процесу гомогенізації після введення спінювального агента в розплав полімеру за даними, наведеними в табл. 2.3.

Таблиця 2.3

Початкові дані для розрахунку

| Параметр | Розмірність | Значення |
|--|------------------------|----------|
| Діаметр черв'яка | м | 0,09 |
| Діаметр отвору охолодження черв'яка | м | 0,03 |
| Зовнішній діаметр циліндра | м | 0,13 |
| Крок нарізки | м | 0,09 |
| Координати кінця зон екструдера: | | |
| перша | м | 0,27 |
| друга | м | 0,72 |
| Робоча довжина черв'яка | м | 1,17 |
| Глибина нарізки в зонах: | | |
| перша | м | 0,01 |
| третя | м | 0,006 |
| Ширина гребеня витка | м | 0,009 |
| Теплоємність стінки циліндра | Дж/(кг·К) | 20 |
| Продуктивність | кг/год | 300 |
| Температура маси на вході | °С | 120 |
| Тепловий потік нагрівників циліндра | кВт | 0 |
| Коефіцієнт тепловіддачі | Вт/(м ² ·К) | 500 |
| Температура рідини | °С | 100 |
| Мінімальна температура стінки циліндра | °С | 130 |
| Температура плавлення | °С | 110 |
| Частота обертання черв'яка | хв ⁻¹ | 90 |

Базова сировина – поліетилен низької густини марки 10802–020 згідно з ГОСТ 16337–77. Визначення теплофізичних і реологічних властивостей матеріалів описано нижче (підрозділ 3.2).

На рис. 2.17 зображено зміну температури по висоті нарізки черв'яка для різних значень L/D для адіабатичного режиму, а на рис. 2.18 – для умов третього роду на поверхні черв'яка і першого роду на стінці циліндра. У випадку адіабатичних умов температурна неоднорідність визначається різною інтенсивністю дисипації, пов'язаною з профілем швидкості. Оскільки цей профіль залежить від продуктивності і геометрії каналу, то регулювання температурної неоднорідності неможливе без встановлення змішувальних елементів.

Розглядаючи дані залежності за умов першого і третього роду, можна бачити, що температурна неоднорідність залежить від умов охолодження черв'яка і циліндра. Оскільки теплопровідність полімеру низька, то різке охолодження може збільшувати температурну неоднорідність, тобто істотно знизити температуру біля поверхонь черв'яка і циліндра, але в об'ємі маси темпе-

ратура, яка залежить від інтенсивності дисипації, зміниться мало. Звідси впливає потреба вибору умов теплообміну, за яких температурна неоднорідність буде в заданих межах.

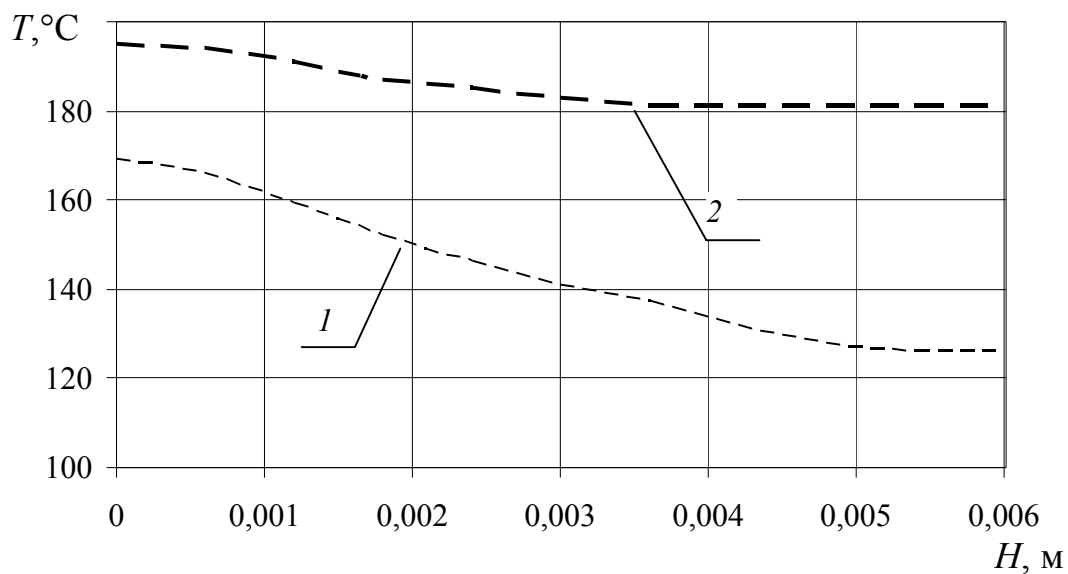


Рис. 2.17. Залежність зміни дійсної та умовної температури по висоті нарізки черв'яка для різних значень L/D (адіабатичний режим): 1 – $L/D=2$; 2 – $L/D=13$

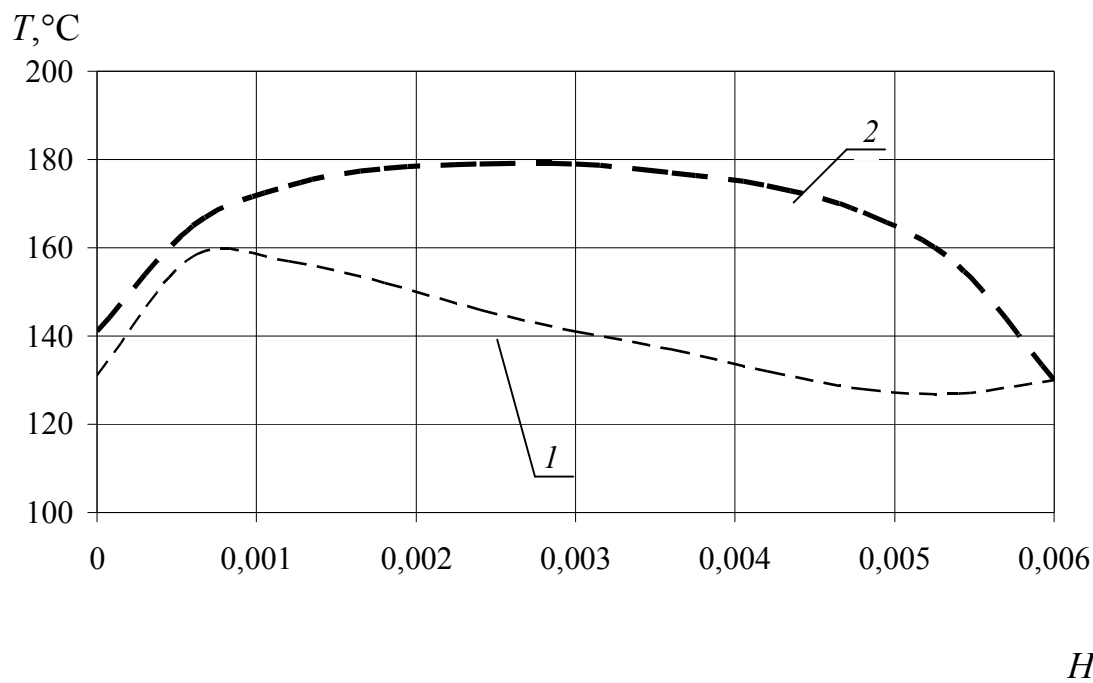


Рис. 2.18. Залежність зміни дійсної та умовної температури по висоті нарізки черв'яка для різних значень L/D (умови третього роду): 1 – $L/D=2$; 2 – $L/D=13$

На рис. 2.19 зображено теплові потоки, що відводяться від черв'яка і циліндра по довжині екструдера для умов першого і третього роду. У випадку задання температури стінки циліндра тепловий потік може змінюватися досить істотно, оскільки задана температура стінки підтримується цим потоком. Його значення залежить також від глибини нарізки черв'яка (див. рис. 2.19). Розроблена програма розрахунку дозволяє багатоваріантними розрахунками вибирати найбільш раціональні та оптимальні режими теплообміну. Характер зміни кривої 2 показує потреба позонного охолодження циліндра.

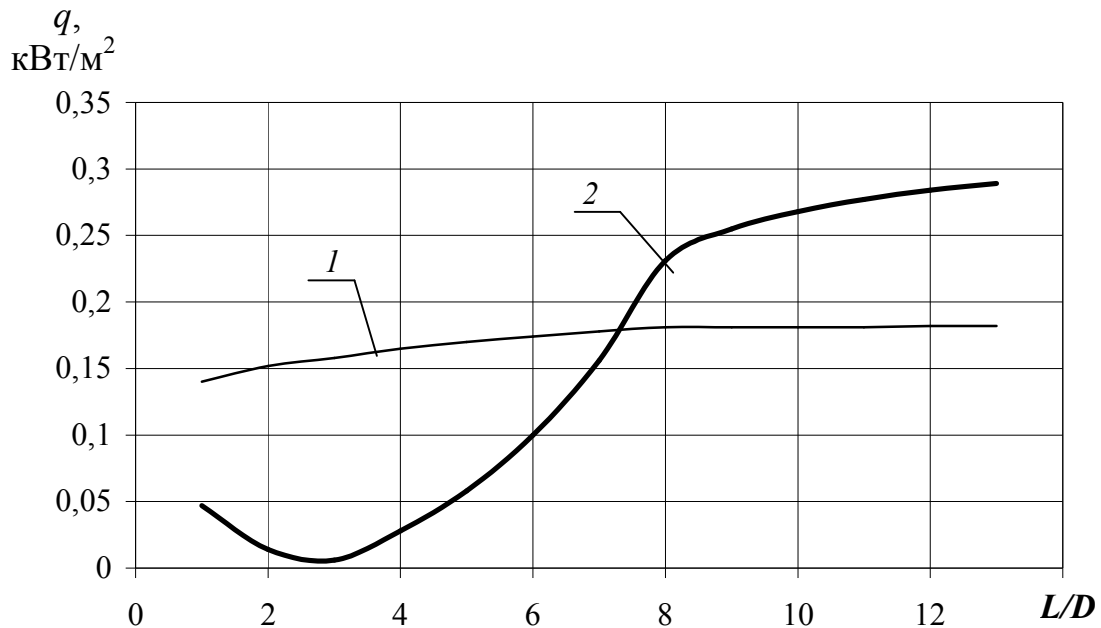


Рис. 2.19. Теплові потоки, що відводяться від черв'яка і циліндра по довжині екструдера:
1 – тепловий потік, що відводиться від черв'яка; 2 – тепловий потік, що відводиться від циліндра

Тепловий потік, який відводиться від поверхні черв'яка (крива 1) майже рівномірний по всій його довжині, оскільки коефіцієнт тепловіддачі змінюється мало.

На рис. 2.20 зображено зміну дійсної температури по висоті нарізки для різних значень коефіцієнта тепловіддачі α . Варто відзначити, що за адіабатичних умов температурна неоднорідність буде найменшою (див. рис. 2.17). Зміну температурного режиму можна досягти як за рахунок вибору глибини нарізки черв'яка, так і зміною частоти його обертання, але при цьому буде змінюватися продуктивність екструдера.

На рис. 2.21 і 2.22 наведено температурні поля за адіабатичних умов і за умов першого і третього роду відповідно.

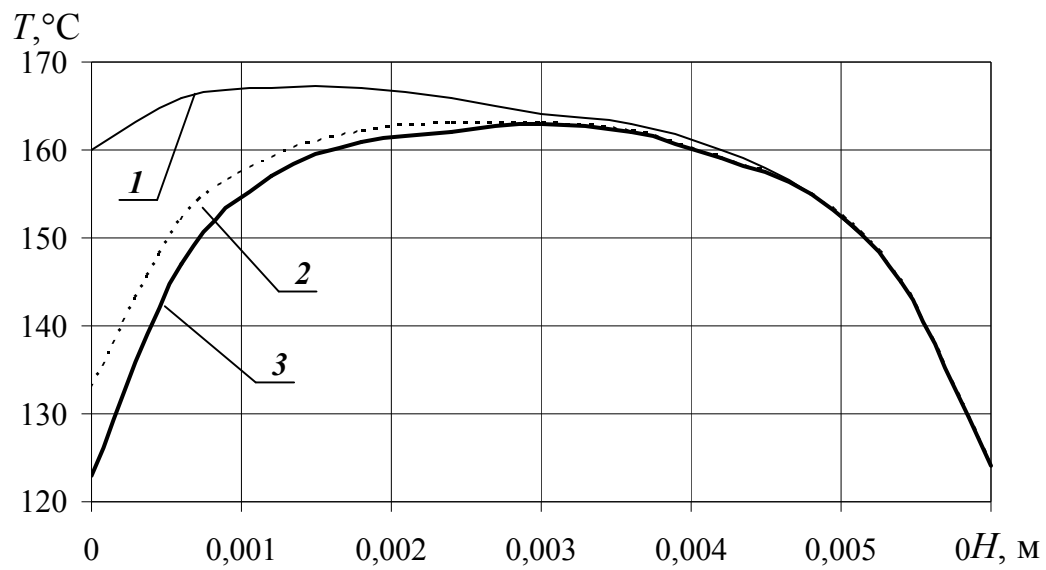


Рис. 2.20. Зміна дійсної температури по висоті нарізки для різних значень коефіцієнта тепловіддачі α : 1 – $\alpha = 50 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$; 2 – $\alpha = 500 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$; 3 – $\alpha = 5000 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$

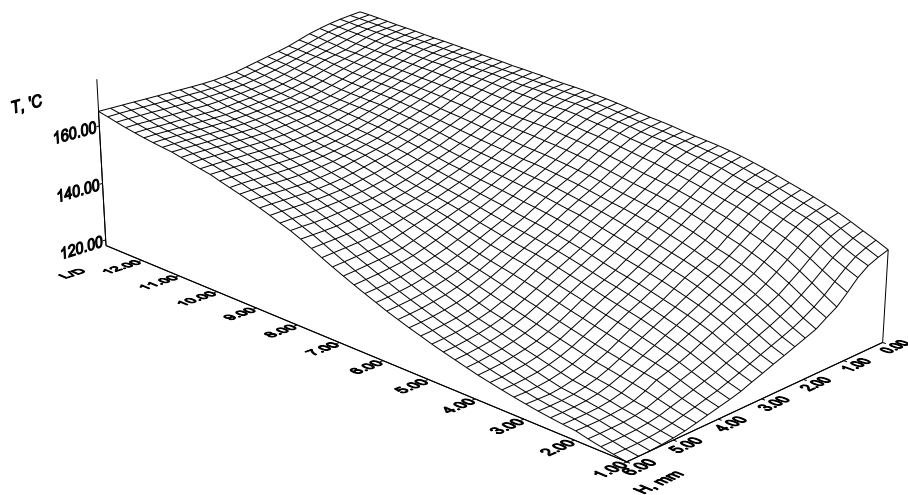


Рис. 2.21. Температурне поле за адіабатичних умов

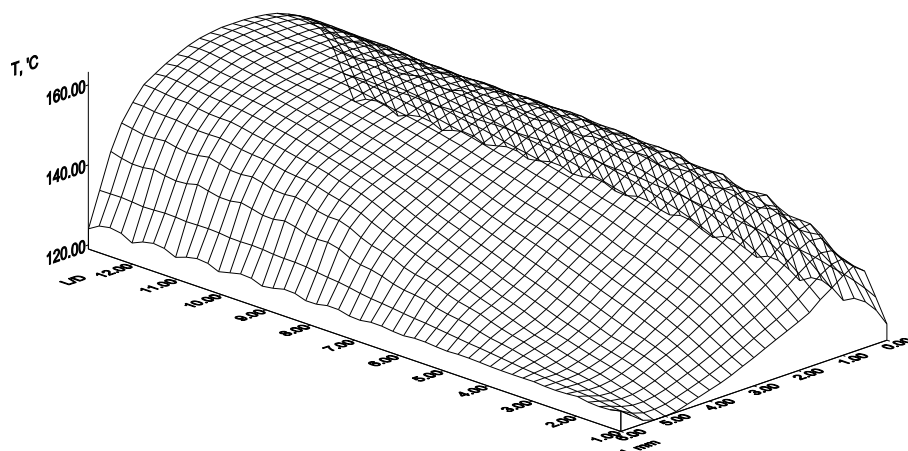


Рис. 2.22. Температурне поле за умов першого і третього роду

Як видно з рис. 2.21, за адіабатичних умов температурне поле залежить від інтенсивності дисипації, яка у свою чергу визначається профілем швидкості і швидкості зсуву і залежить від продуктивності, геометрії каналу і частоти обертання, а тому регулювання температурного поля є неможливим. За умов першого і третього роду (рис. 2.22) вигляд температурного поля залежить від умов охолодження черв'яка і циліндра. Через низьку теплопровідність полімеру зміна умов охолодження черв'яка і циліндра призводить до зміни температури розплаву лише в пристінному шарі, а в об'ємі маси температура залежить від інтенсивності дисипації. Тому регулювання температурного режиму здійснюється зміною умов охолодження черв'яка і циліндра таким чином, щоб температурне поле було рівномірним. Розроблена програма розрахунку дозволяє числовим моделюванням обґрунтовано вибирати режими теплообміну зі стінкою циліндра і поверхнею черв'яка.

Проведений аналіз дозволяє знайти пояснення, чому потрібна якість досягається у відносно вузькому діапазоні режимів перероблення. При збільшенні продуктивності зменшується час перебування і система охолодження забезпечує відведення теплоти і зниження температури тільки в пристінному шарі, в той час як основна маса розплаву залишається перегрітою.

2.5. Зона змішування у динамічних елементах

2.5.1. Математичне моделювання

Наведені моделі стосуються розгляду класичної геометрії черв'яків з гвинтовою нарізкою, і не забезпечують можливість урахування змішування в динамічних змішувальних елементах, які зазвичай розташовують у зоні гомогенізації для поліпшення якості змішування композиційних полімерів. Проте застосування таких елементів унаслідок великих швидкостей зсуву та дисипативних тепловиділень може призвести до перегріву розплаву і, як наслідок, спінювання агента в каналі екструдера, що спричинить зменшення якості виробу.

Для обчислення процесу перероблення термопластів у зоні гомогенізації за наявності динамічних змішувальних елементів розглянуто типові насадки: елементи з гвинтовою багатозахідною нарізкою (рис. 2.23, *а*), та елемент типу «шестерня» з прямокутним каналом (рис. 2.23, *б*).

Для розрахунку гвинтових елементів з рівномірною багатозахідною нарізкою з достатньою точністю може бути застосована модель зони гомогенізації (п. 2.4) і вважатися вісесиметричною з умовним трансформуванням гвинтових каналів, утворених нарізкою елемента і стінкою корпусу, в кільцевий елемент завширшки $n_z(S-b)$ або $(S_0 - n_z b)$.

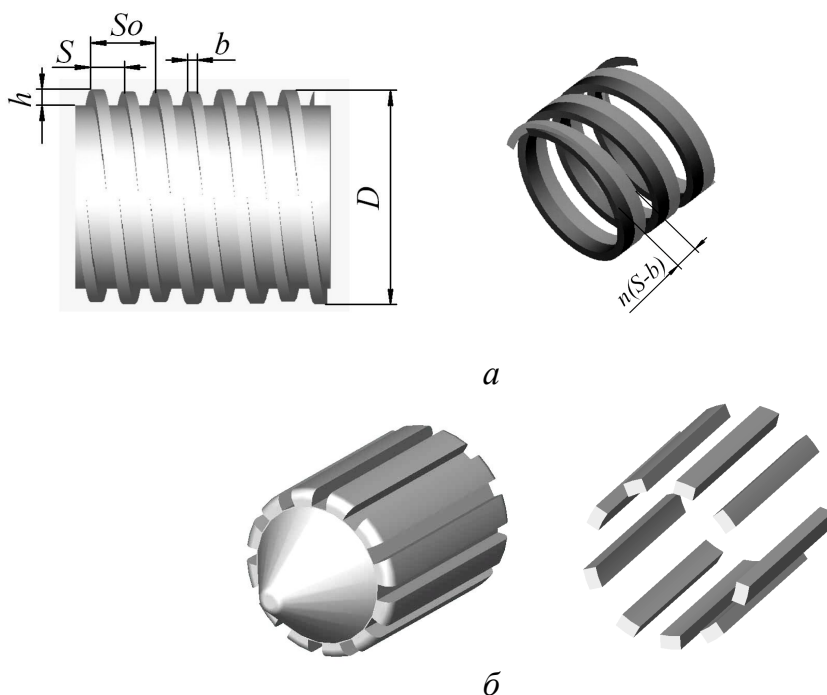


Рис. 2.23. Динамічні змішувальні елементи та приведені канали, утворені нарізкою черв'яка та корпусом

Іншою типовою насадкою, яку застосовують для поліпшення якості змішування розплавленого полімеру із спінювальним агентом, барвниками, стабілізаторами є елементи типу «шестерня» з каналами різного профілю та кутами нахилу.

Для розгляду процесу у змішувальних елементах з прямокутними прямими та наискісними каналами доцільно здійснити перехід від вісесиметричної до плоскопаралельної моделі, з умовним розділенням потоку на ряд каналів, при забезпеченні продуктивності у кожному з каналів $G_1 = G/n_k$. Схему процесу в одному каналі змішувального елемента з продуктивністю G_1 наведено на рис. 2.24.

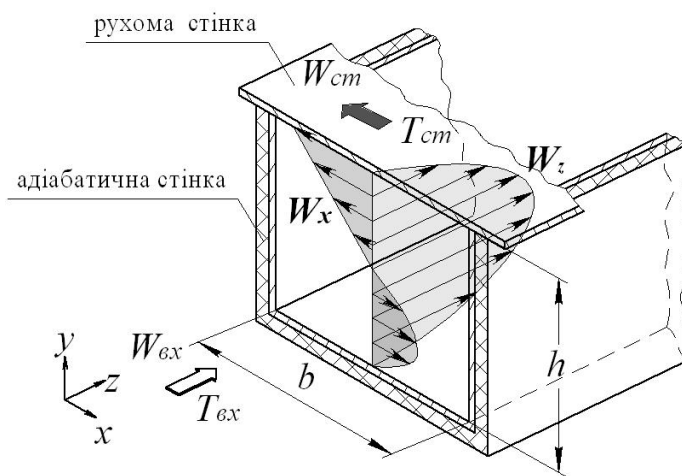


Рис. 2.24. Схема руху розплаву в одному каналі змішувального елемента типу «шестерня»

Граничні умови для визначення швидкості:

– при $y = 0$: $W_x = 0$; $W_z = 0$;

– при $y = H$: $W_x = V$; $W_z = 0$;

де $V = \pi D n$ – лінійна швидкість черв'яка відносно стінки корпусу.

Рівняння руху за віссю x можна записати у вигляді

$$\frac{\partial^2 W_x}{\partial y^2} = \frac{1}{\mu} \frac{\partial P}{\partial x}. \quad (2.118)$$

Після подвійного інтегрування за умови налипання на стінках

$$W_x = -V \frac{y}{H} - \frac{1}{2\mu} \frac{\partial P}{\partial x} (Hy - y^2). \quad (2.119)$$

Вважаючи, що для каналу при забезпеченні циркуляції виконується умова відсутності витрат у поперечному напрямі каналу, тобто

$$G = \rho H \Delta z \frac{1}{H} \int_0^H W_x dy = 0, \quad (2.120)$$

можна записати

$$\int_0^H W_x dy = \int_0^H \left[-V \frac{y}{H} - \frac{1}{2\mu} \frac{\partial P}{\partial x} (Hy - y^2) \right] dy = 0. \quad (2.121)$$

У результаті інтегрування отримуємо

$$-V \frac{H}{2} - \frac{H^3}{12\mu} \frac{\partial P}{\partial x} = 0. \quad (2.122)$$

Звідки градієнт тиску становить

$$\frac{\partial P}{\partial x} = -\frac{6\eta V}{H^3}. \quad (2.123)$$

Підставивши (2.123) у (2.118), визначаємо швидкість у напрямі осі x

$$W_x = V \left(2 \frac{y}{H} - 3 \frac{y^2}{H^2} \right). \quad (2.124)$$

Складова швидкості деформації

$$\dot{\gamma}_x = \frac{\partial W_x}{\partial y} = \frac{2V}{H} \left(1 - 3 \frac{y}{H} \right). \quad (2.125)$$

Рівняння руху вздовж осі z можна записати у вигляді

$$-\frac{\partial P}{\partial z} + \mu \frac{\partial^2 W_z}{\partial y^2} = 0. \quad (2.126)$$

Інтегруючи (2.126) з додаванням граничних умов, одержуємо

$$W_z = -\frac{1}{2\mu} \frac{\partial P}{\partial z} (Hy - y^2). \quad (2.127)$$

Для визначення градієнта тиску застосовуємо рівняння нерозривності

$$G = \rho b H \frac{1}{H} \int_0^H \left[-\frac{1}{2\mu} \frac{\partial P}{\partial z} (Hy - y^2) \right] dy. \quad (2.128)$$

Після інтегрування

$$G = -\rho b \frac{H^3}{12\mu} \frac{\partial P}{\partial z}. \quad (2.129)$$

Звідки градієнт тиску

$$\frac{\partial P}{\partial z} = -\frac{G}{\rho b} \frac{12\mu}{H^3}. \quad (2.130)$$

Підставивши вираз (2.130) у (2.127)

$$W_z = \frac{6G}{\rho b} \frac{1}{H^3} (Hy - y^2). \quad (2.131)$$

Відповідно компонента швидкості деформації

$$\dot{\gamma}_z = \frac{\partial W_z}{\partial y} = \frac{6G}{\rho b} \frac{1}{H^3} (H - 2y). \quad (2.132)$$

Інтегруючи по z вираз (2.130) у межах елемента, одержуємо приріст тиску

$$\Delta p = p_2 - p_1 = -\frac{12 \mu \Delta z}{H^3} \frac{G}{\rho b}. \quad (2.133)$$

Для розв'язку цих рівнянь подамо в'язкість за степеневим законом з урахуванням температурного впливу

$$\mu = K_o |\dot{\gamma}|^{n-1} \exp \left[-\frac{\beta(T - T_o)}{T_o + 273} \right]. \quad (2.134)$$

де K_o – коефіцієнт консистенції; n – показник неньютонівської поведінки розплаву.

Для визначення поля температур у каналі враховуємо, що найбільша зміна температури відбувається по висоті каналу, а в функції дисипації найбільший вплив мають похідні $|\partial W_x / \partial y|$ і $(\partial W_z / \partial y)$. Тоді рівняння збереження енергії можна записати у вигляді

$$\rho c V_{1L} \frac{\partial T}{\partial L} = \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \mu \left[\left(\frac{\partial W_x}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial W_z}{\partial y} \right)^2 \right], \quad (2.135)$$

де V_{1L} – осьова швидкість матеріалу, яка визначається з рівняння

$$V_{1L} = \frac{G_1}{\rho b h} \quad (2.136)$$

Згідно з рівнянням (2.135), теплота дисипації в розплаві, яка виділяється внаслідок зміни швидкостей W_x і W_z по висоті каналу, переноситься теплопровідністю по цій координаті.

Граничні умови для рівняння (2.135):

$$\text{– при } y = 0: \quad \frac{\partial T}{\partial y} = 0; \quad (2.137)$$

$$\text{– при } y = H: \quad T = T_{\text{ц}}, \quad (2.138)$$

де $T_{\text{ц}}$ – температура на стінці корпусу екструдера.

Підставивши

$$\dot{\gamma} = \sqrt{\dot{\gamma}_x^2 + \dot{\gamma}_z^2} = \sqrt{\left(\frac{\partial W_x}{\partial y}\right)^2 + \left(\frac{\partial W_z}{\partial y}\right)^2} \quad (2.139)$$

у рівняння (2.135), отримаємо

$$\rho c V_{1L} \frac{\partial T}{\partial L} = \lambda \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \mu \dot{\gamma}^2. \quad (2.140)$$

Для адіабатичних умов каналу черв'яка (2.137) рівняння (2.140) розв'язане із застосуванням методу скінченних різниць.

Потужність дисипації визначається як залежність від швидкостей деформації і для елемента каналу з кроком Δz по довжині

$$\Delta N_{\text{дис}} = bh\Delta z \int_0^H \mu \left[\left(\frac{\partial W_x}{\partial y}\right)^2 + \left(\frac{\partial W_z}{\partial y}\right)^2 \right] dy. \quad (2.141)$$

Приріст середньої температури розплаву, можна визначити з рівняння:

$$\Delta T = \frac{\Delta N_{\text{дис}}}{Gc}.$$

Загальний приріст потужності дисипації та втрат тиску під час руху матеріалу у всьому змішувальному елементі обчислюється як добуток цих величин на кількість каналів.

Температуру розплаву на вході в змішувальний елемент беруть такою, що дорівнює середній температурі на виході з попередньої секції гомогенізації.

Для розрахунків каналів змішувальних елементів, поперечний переріз яких відрізняються від прямокутних (трапецієподібний, трикутний, округлий), потрібно умовно трансформувати даний переріз у прямокутну форму.

2.5.2. Аналіз результатів розрахунку

За наведеною методикою здійснено розрахунки процесу екструзії пінополіетилену. Результати показали, що у змішувальній секції, розташованій на кінці зони гомогенізації, за рахунок дисипативних тепловиділень відбувається істотний перегрів матеріалу (до 160 °C, рис. 2.25).

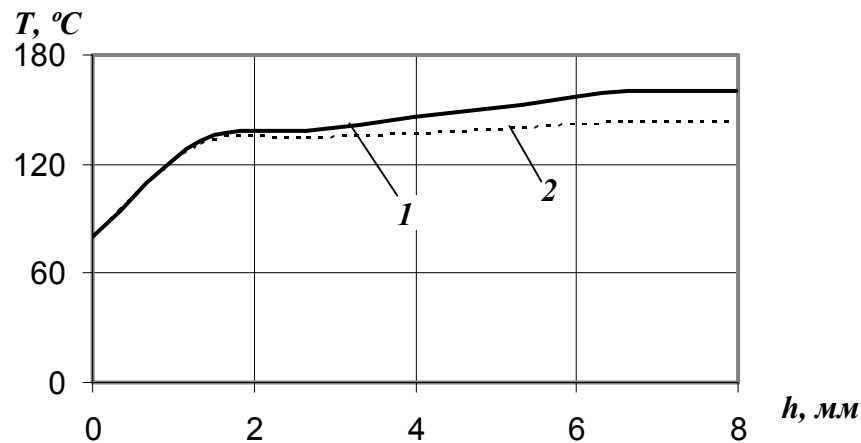


Рис. 2.25. Зміна температури в каналі змішувального елемента: 1 – на відстані 30 мм від входу у змішувальний елемент; 2 – на відстані 80 мм від входу у змішувальний елемент

Підвищення ефективності системи охолодження для цього випадку не-доцільне, оскільки через низьку теплопровідність матеріалу виникає значний градієнт температур від стінки корпуса до потоку розплаву. За таких умов до-цільна зміна геометрії черв'яка: застосування трьох коротких змішувальних елементів по довжині зони гомогенізації. Така конфігурація за незначного пі-двищення ефективності системи охолодження дозволить забезпечити темпе-ратурний режим перероблення для виготовлення якісних виробів на даному обладнанні.

Наведено результат розрахунку процесу екструзії полістиролу для черв'яка без змішувальних елементів (рис. 2.26, крива 1), для черв'яка з гвин-товим двозахідним змішувальним елементом (довжиною $2d$), що встановле-ний на кінці зони гомогенізації (рис. 2.26, крива 2), і черв'яка із змішувальним елементом типу «шестерня» (рис. 2.26, крива 3). Діаметр черв'яка 63 мм, час-тота обертання 60 хв^{-1} , задана температура стінки дорівнює 170°C .

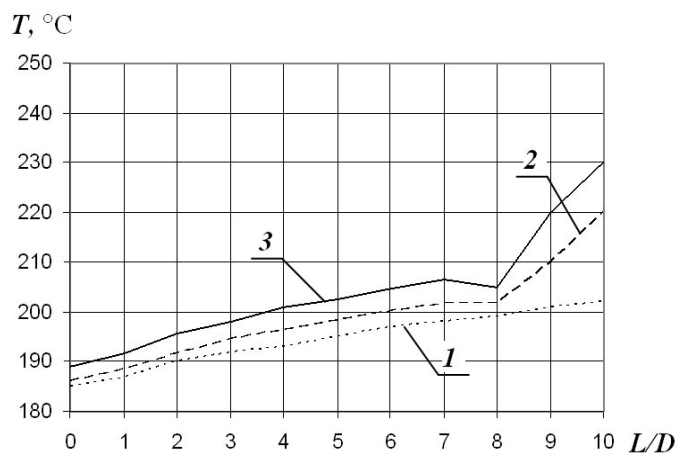


Рис. 2.26. Зміна температури по довжині зони гомогенізації під час перероблення полістиролу

Обчислення показали істотне зростання температури в зоні змішування для черв'яків зі змішувальними елементами. За допомогою програми розрахунку можна обчислювати швидкісні поля, енергію дисипативних тепловиділень, профіль температури й потужності, потрібні для охолодження стінки корпусу циліндра.

Отже, аналіз розрахунків процесу екструзії за наведеною методикою дозволяє прогнозувати раціональні режими перероблення, здійснювати підбір геометрії змішувальних пристроїв і визначати координати розташування змішувальних елементів у екструдері.

2.6. Висновки

Розроблені фізичні моделі процесів, що відбуваються під час екструзії. На їх основі розроблені математичні моделі та алгоритми розрахунку зон подачі, плавлення і гомогенізації в першій і другій зонах із врахуванням дисипативних внутрішніх джерел, фазових перетворень спінювального агента і теплообміну з обмежними поверхнями. Розроблені моделі процесів відрізняються від відомих моделей, у яких процеси розглядається в декартовій системі координат з умовно нерухомим черв'яком і обертовим циліндром, тим, що процес розглядається в циліндричній системі координат Лагранжа з обертовим черв'яком і нерухомим циліндром, що дозволяє врахувати умови теплообміну з обмежними поверхнями черв'яка і циліндра при розрахунку температурних полів.

У зоні подачі процес розглядається як неізотермічний з урахуванням теплоти тертя на поверхнях контакту та відводу теплоти водою, що охолоджує циліндр із врахуванням термічного опору стінки циліндра.

У зоні плавлення механізм процесу розглядається як плавлення зі зняттям плівок розплаву. Розроблена математична модель враховує зміну геометричних розмірів пробки твердого полімеру в каналі черв'яка. Порівняння результатів розрахунку ширини пробки твердого полімеру з літературними даними дає задовільну збіжність.

Розроблена математична модель процесу гомогенізації полімеру зі спінювальними добавками, у якій передбачена можливість пароутворення в об'ємі маси, введенням умовної температури.

Розроблена математична модель процесу руху розплаву у каналах типових змішувальних елементів: з багатозахідною нарізкою та типу «шестерня».

Розроблено програми розрахунку окремих зон та проведено числові розрахунки процесів подачі, плавлення і гомогенізації, які дозволили оцінити вплив різних параметрів на ці процеси з метою оцінки їх впливу і можливості спрощення програм при розробці алгоритму інженерного розрахунку екструдера.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [139, 140, 143, 145, 147–150, 152].

3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ

3.1. Дослідження екструзії спінених полімерів

3.1.1. Мета і задачі досліджень

У літературі існує значна кількість праць, де наведені результати експериментальних досліджень екструдерів для виготовлення звичайних полімерів [26, 32, 34–41, 48, 46]. Проте експериментальні дані по екструзії спінених полімерів у літературі майже відсутні. Якщо перші зони (до введення спінювального агента) подачі, плавлення і гомогенізації аналогічні зонам екструдерів для перероблення звичайних полімерів, то зони введення спінювального агента та гомогенізації суміші «розплав – спінювач» пов'язані зі специфікою процесу виготовлення спінених полімерів і за функціональним призначенням відрізняються від зон традиційних екструдерів.

Оскільки завданням моделювання є розробка моделей екструзії в цілому, то для їх експериментальної перевірки немає потреби досліджувати кожную функціональну зону екструдера окремо, а достатньо виконати зіставлення розрахункових і експериментальних даних за кінцевими параметрами усього процесу перероблення, оскільки неадекватність реального процесу опису окремої зони призведе до істотної відмінності значень експериментальних і розрахункових параметрів усього процесу, отже одночасно виконується перевірка моделей кожної зони. Можливість того, що за умов збіжності розрахункових і експериментальних даних істотна помилка моделі однієї зони компенсується настільки ж істотною помилкою іншої зони, в даному випадку малоімовірна. Викладений підхід спрощує проведення експериментальних досліджень і дозволяє також використовувати для зіставлення результати промислових випробувань екструдерів.

У зв'язку з викладеним метою експериментальних досліджень є: визначення основних параметрів екструзії, які впливають на якість виробу; встановлення технологічних параметрів екструдера за різної конфігурації черв'яка для пошуку режимів перероблення, які забезпечують потрібну якість виробів; дослідження можливості інтенсифікації процесу виготовлення спінених полімерів; дослідження впливу температурного режиму екструдера на якість виробу; визначення параметрів експериментальних досліджень для подальшого оброблення та співставлення їх з результатами числового дослідження.

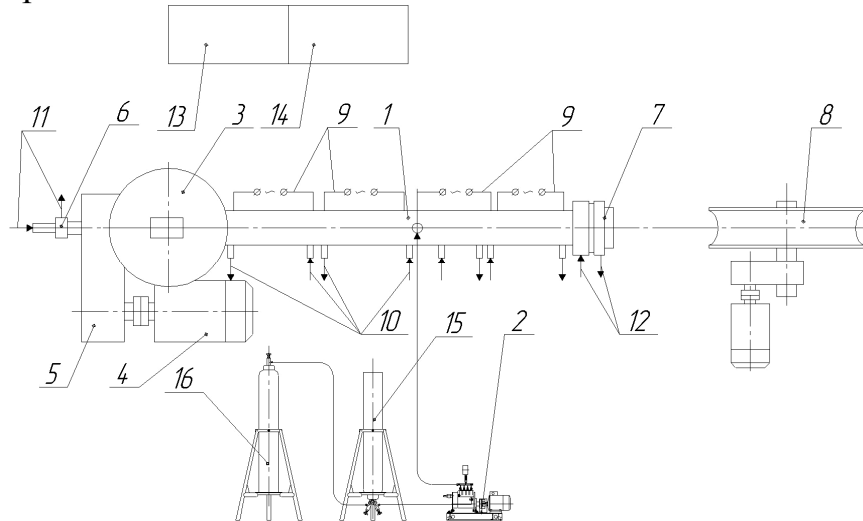
Далі в монографії наведено результати експериментальних досліджень, проведених на промисловій лінії виготовлення профілів із спінених полімерів, встановлених на ТОВ «Металпласт», м. Київ.

3.1.2. Опис експериментальної установки

Експериментальна установка (рис. 3.1) складається з екструдера ЧП63×32 I з бункером 3, формувальної головки 7, пристрою для подачі спінювального

агента 2, намотувального пристрою 8, шафи теплової автоматики 13, шафи урухомника 14. Для терморегулювання екструдера передбачено зони електронагрівання 9 і водяного охолодження циліндра екструдера 10, черв'яка 11 і формувальної головки 12. Обертання черв'яка здійснюється від електродвигуна 4 через редуктор 5. Електродвигун 4 постійного струму П-61 потужністю 25 кВт та частотою обертання 1500 хв^{-1} . Регулювання частоти обертання безступінчасте в діапазоні $10 \dots 120 \text{ хв}^{-1}$. Спінювальний агент із балонів надходить у пристрій для подачі спінювального агента 2, звідки через плунжерний насос подається в зону декомпресії екструдера 1, де встановлено вхідний штуцер.

Екструдер має п'ять зон обігріву: чотири на циліндрі й одну на формувальній головці. Для обігріву застосовуються нагрівники стрічкового типу. Завантажувальна зона циліндра охолоджується додатково водяною оболонкою. Для вимірювання і регулювання теплового режиму в кожену зону вбудовано термопари.



а



б

Рис. 3.1. Експериментальна установка для виготовлення спіненого профілю:
а – схема установки; б – фотознімок установки

У циліндр екструдера вмонтовано шість датчиків тиску манометричного типу, розташованих уздовж корпуса. Контроль тиску і температури здійснюється в одних і тих же перерізах корпуса екструдера (рис. 3.2). Установка містить також прилади, які дозволяють одночасно визначати такі параметри: частоту обертання черв'яка, лінійну швидкість виробу, напругу і силу струму в мережі електродвигуна.

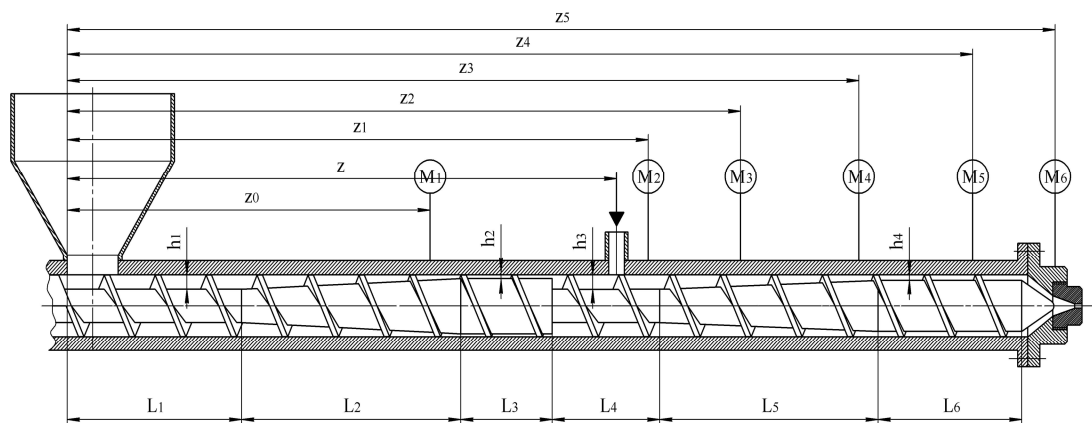


Рис. 3.2. Конструктивна схема екструдера

Експериментальна установка працює в такий спосіб. Гранульований полімер завантажується в бункер екструдера, де транспортується в зоні подачі L_1 і розплавляється за рахунок теплоти від нагрівників та дисипації в зоні плавлення L_2 . Спінювальний агент у рідкому стані під тиском вводиться в канал екструдера в зону декомпресії L_4 . Суміш «розплав – спінювальний агент» поступово переміщується в зонах L_5 і L_6 та виходить крізь головку, де формується у вигляді профілю круглого перерізу. Сформований профіль спінується безпосередньо на виході з формувальної головки і намотується в бобини на пристрої намотування.

Для дослідження процесу екструзії використовували черв'яки двох типів. Геометричні параметри досліджуваних черв'яків і місця розміщення манометрів і термопар по довжині корпуса екструдера (рис. 3.2) наведено в додатку А (табл. А.1 та А.2).

При проведенні вимірів і обчислень використовувалася в основному Міжнародна система одиниць (SI). Однак з огляду на прикладний характер роботи, результати якої в міру виконання впроваджувалися в промисловість, а також на те, що використовувалися прилади зі шкалами в позасистемних одиницях, то для наочності в деяких випадках наведено позасистемні одиниці вимірювань.

3.1.3. Досліджувані матеріали та їх властивості

Одним з найбільш поширених спінених матеріалів, що застосовуються в будівництві, є пінополіетилен. Виходячи з цього як модельне середовище при

проведенні експериментальних робіт застосовувався поліетилен низької густини марки 10802–020 згідно з ГОСТ 16337–77. Як спінювальний агент застосовували хладон *R22*, який є дозволеним для використання у виробництві спінених полімерів. Теплофізичні властивості цих матеріалів наведені у літературі [103, 104, 137, 138], що є суттєвим при проведенні числових розрахунків.

З досвіду виготовлення спінених виробів відомо, що при введенні в розплав чистого спінювального агента отримують пінопласт з крупнокомірчастою неоднорідною структурою і шорсткою поверхнею. Регулювання структури пінопласту можливе при додаванні домішок, які є центрами утворення комірок і сприяють дрібній комірчастій структурі. Як речовини, що сприяють утворенню осередків комірок, застосовують тальк, сажу та ін. Рекомендований уміст тальку 0,5...1,5 % і не повинен перевищувати 2 %. Збільшення кількості цього компонента призводить до крихкої структури матеріалу, комірки мають численні розриви, різко погіршуються характеристики виробу (зростає водопоглинання, зменшується міцність і шумопоглинання). Тому до складу композиції, що завантажуються в бункер, входять поліетилен і тальк (0,5 %).

3.1.4. Методика проведення експериментальних досліджень

Під час розроблення методики дослідження процесу екструзії виготовлення виробів зі спінених полімерів виходили з умови потреби вимірювання й контролю параметрів процесу з довірчою точністю й забезпечення відтворюваності експериментів. Для досягнення поставленої мети потрібно контролювати й вимірювати такі параметри: частоту обертання черв'яка, температуру корпусу черв'ячного екструдера та формувальної головки, продуктивність екструдера, тиск розплаву вздовж екструдера, тиск подачі спінювального агента, потужність електроурухомника, вхідні й вихідні параметри сировини, такі як густина і температура.

Одним з основних питань реалізації процесу виготовлення спінених полімерів є можливість насичення розплаву спінювальним агентом. Для цього потрібно створити такі умови перероблення (геометрію черв'яка, частоту обертання та температурний режим), щоб забезпечити зменшення тиску в зоні декомпресії для введення спінювального агента в розплав та організувати якісне перемішування розплаву полімеру зі спінювальним агентом. При цьому режими перероблення мають запобігти передчасному спінюванню агента в каналі екструдера, тому особливу увагу в дослідженні процесу набуває визначення тиску подачі спінювального агента для забезпечення потрібної якості виробу.

З метою визначення впливу геометрії черв'яка дослідження проводили на черв'яках двох типів. Конфігурація черв'яків аналогічна черв'якам для проведення процесу дегазації: черв'яки мають зону стиснення і декомпресії.

Для ґрунтового дослідження процесу досліди проводились поетапно.

На першому етапі проводилася експлуатація устаткування на полімері без введення спінювального агента. Експерименти проведені з метою дослідження величини тиску в зоні декомпресії для виявлення оптимальних умов введення спінювального агента. Досліди проводили у діапазоні робочої частоти обертання черв'яка $20 \dots 90 \text{ хв}^{-1}$. У процесі експлуатації контролювали зміну тиску розплаву вздовж екструдера при різних температурних режимах і визначали продуктивність екструдера.

На другому етапі екструдер випробовували за різних діаметрів вихідного отвору формувальної головки (використовували змінні насадки з діаметрами отворів 2 і 4 мм) з метою встановлення впливу опору формувальної головки на зміну тиску вздовж осі екструдера. Частоту обертання черв'яка змінювали в діапазоні $30 \dots 60 \text{ хв}^{-1}$.

На третьому етапі проводили дослідження зміни продуктивності від частоти обертання черв'яка ($20 \dots 60 \text{ хв}^{-1}$) за різного тиску введення спінювального агента для дослідження параметрів проведення процесу, за яких досягається потрібна якість виробів.

Оскільки методи контролю досліджуваних величин і вимірювальна техніка визначають імовірність результатів експериментальних досліджень, в основу вибору методів вимірювання і визначення класу точності приладів покладена відносна похибка вимірювання цих величин [134–140]. Особлива увага при виборі потрібної точності вимірів приділялася методам і пристроям контролю тих величин, які визначалися в результаті непрямих вимірювань декількох інших величин, що характеризують процес екструзії спінених полімерів. При цьому клас точності приладів і вимірювальних пристроїв визначали за прийнятою відносною похибкою контролю шуканого параметра однорідності відносних похибок вимірюваних величин [140, 141].

Методика визначення відносної концентрації хладону у спіненому виробі розглянута в п. 3.2.2. Для досліджуваних зразків спіненого полімеру уявна густина становить 47 кг/м^3 , отже відносна масова концентрація становить $0,2 \text{ кг}_x/\text{кг}_n$.

Основні результати експериментальних досліджень, які мають практичну цінність і новизну, наведено в додатку А і подано далі графічно.

3.1.5. Результати експериментальних досліджень та їх аналіз

При виготовленні спінених полімерів методом екструзії основною проблемою є створення умов введення спінювального агента, за яких забезпечується стабільність процесу і задана якість виробу. Дослідження проведено на черв'яках двох типорозмірів з метою визначення кращих умов для введення спінювального агента.

За результатами дослідів екструдера на черв'яку типу I встановлено, що він не задовольняє умови експлуатації для виготовлення спінених виробів: у зоні

декомпресії утворюється високий тиск, який перешкоджає введенню спінювального агента. На рис. 3.3 наведено залежність зміни тиску по довжині екструдера для черв'яка типу *I* під час перероблення поліетилену без введення спінювального агента. Діаметр вихідного отвору формувальної головки дорівнює 2 мм. Температура, встановлена на формувальній головці, становила 90, 135 і 160 °С.

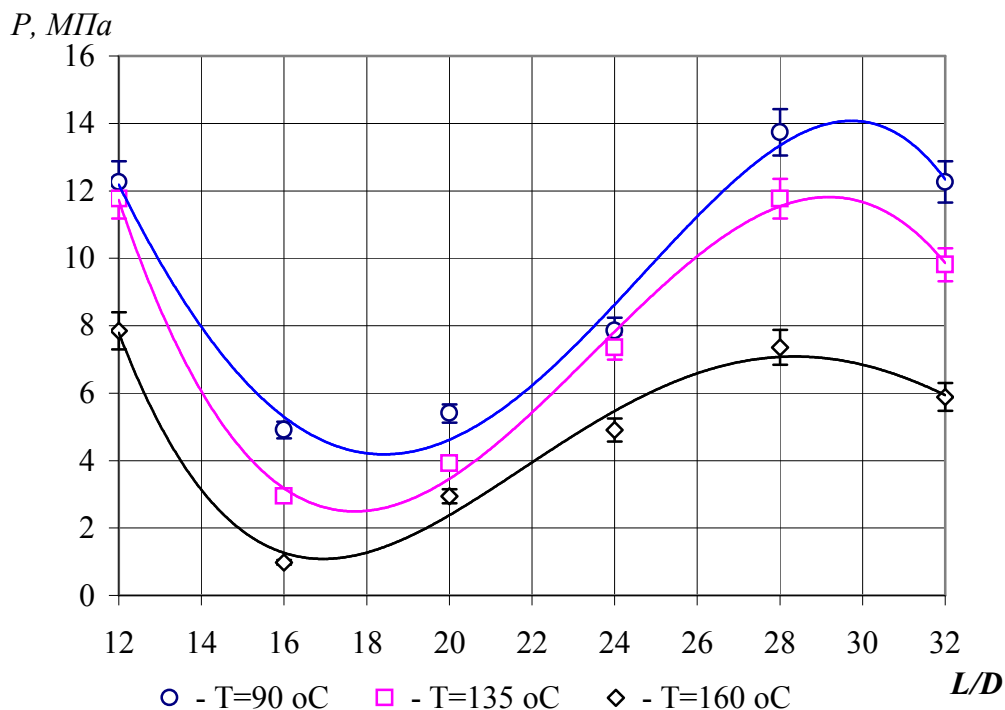


Рис. 3.3. Зміна тиску по довжині екструдера (тип *I*)

Для забезпечення якісного спіненого виробу температура на головці, за якої досягається потрібна якість виробу, становить ≈ 90 °С, при цьому тиск у зоні декомпресії дорівнює 5 МПа. Отже при експлуатації обладнання мінімальний тиск у зоні введення спінювального агента ($L/D=16$), який потрібно створити у пристрої для його подачі, буде перевищувати 5 МПа.

Тиск розплаву в екструдері пов'язаний також з опором формувальної головки. За умови виготовлення спінених полімерів малі зміни опору головки приводять до істотних змін у роботі екструдера, наприклад можливе заповнення штуцера введення спінювального агента розплавом полімеру, спінювання в каналі екструдера та пульсацій продуктивності.

На рис. 3.4 наведено залежність зміни тиску по довжині екструдера для черв'яка типу *I* без введення спінювального агента від опору головки і частоти обертання черв'яка. Досліди проведено за різних діаметрів вихідного отвору формувальної головки: 2 і 4 мм.

При діаметрі отвору 4 мм тиск у зоні декомпресії близький до нуля за будь-якої досліджуваної частоти обертання черв'яка, а за діаметра вихідного

отвору 2 мм тиск у зоні декомпресії перевищує 8 МПа (рис. 3.4). З рис. 3.3 і 3.4 видно, що при зменшенні температури розплаву або при збільшенні опору у формувальній головці відбувається зростання тиску уздовж екструдера по всій довжині, що доводить взаємний зв'язок всіх зон між собою.

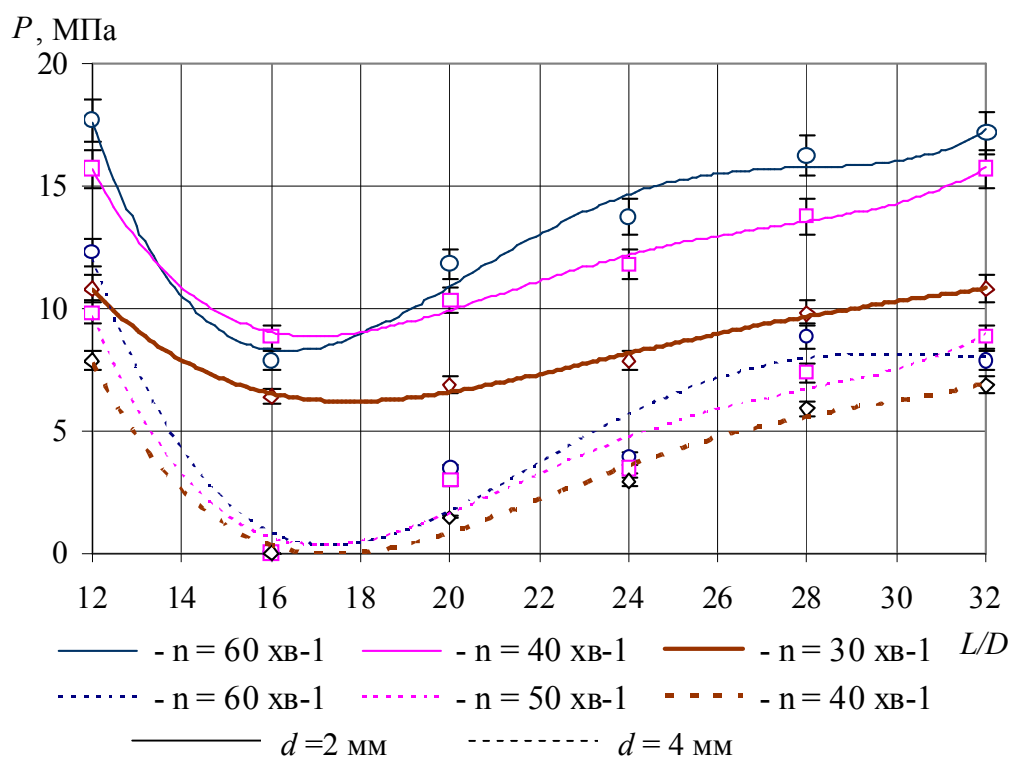


Рис. 3.4. Зміна тиску по довжині екструдера (тип I)

При дослідженнях екструзії спінених виробів з черв'яком типу I крім ускладнень введення спінювального агента, спостерігалися нестабільність геометричних розмірів виробу, пульсації продуктивності, розриви комірчастої структури, шорстка поверхня спіненого виробу. Це пояснюється недостатньою довжиною зони стиснення в черв'яка типу I, що призводить до порушення стабільності процесу, тому, незважаючи на деяке збільшення продуктивності, цей варіант визнаний непридатним.

Довжина зони L_3 , для черв'яка типу II становить $3D$ (глибина каналу h_2 дорівнює 1 мм), що втричі більше, ніж для черв'яка типу I. Що дозволяє створити у зоні декомпресії більш сприятливі умови для введення спінювального агента, ніж у черв'яка типу I.

При експлуатації обладнання з черв'яком типу II на всьому діапазоні робочих частот тиск у зоні декомпресії близький до нуля навіть при значному опорі формувальної головки (діаметр вихідного отвору 2 мм), низькій температурі (90 °C) і високій частоті обертання черв'яка (60 хв⁻¹). Так на рис. 3.5 наведено зміну тиску по довжині екструдера при роботі з черв'яком типу II. Температура головки становить 90 °C, діаметр вихідного отвору дорівнює

2 мм. Спінювальний агент вводять у корпус екструдера при тиску 1,96 МПа (20 кгс/см²).

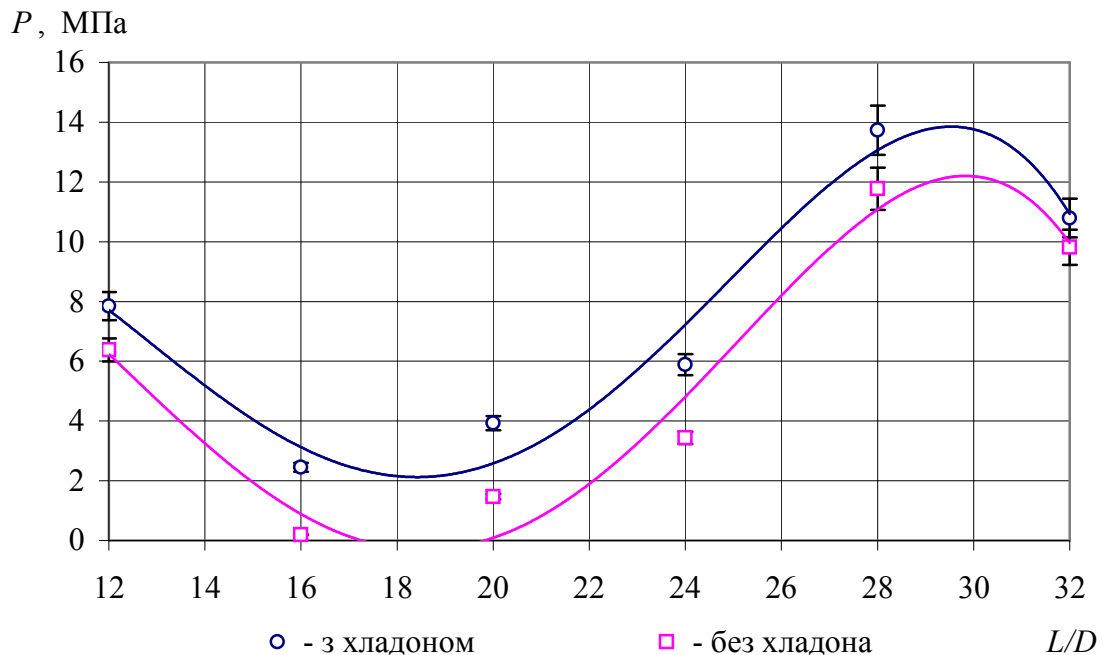


Рис. 3.5. Зміна тиску по довжині екструдера (тип II)

При проведенні досліджень особливу увагу приділяли якості отриманих зразків і відповідності їх технічним вимогам ТУ 2291-050-00203387–99. Установлено, що при екструзії спінених полімерів діапазон робочих параметрів вузький: зміна будь-якого параметру приводить до втрати якості виробу. Проведені дослідження показали існування граничних значень величини розподілу температур вздовж екструдера.

Визначені експериментально оптимальні значення температур по довжині екструдера для виготовлення якісних спінених виробів на черв'яку типу II за діаметра вихідного отвору 4 мм наведено на рис. 3.6.

Встановлено, що при екструзії спінених виробів висока температура на формувальній головці (135–150 °С) спричинює бурхливе спінювання, поверхня пінопласту стає шорсткою, утворена структура виробу з крупними розірваними комірками (0,8...2,0 мм). При температурі головки 90–120 °С пінопласт має рівну гладку поверхню, а при температурі 86–90°С одержують пінополіетилен із дрібною пористою структурою (розмір комірок 0,05...1,0 мм, густина 40 кг/м³), який задовольняє вимоги експлуатації.

Результати дослідження залежності продуктивності від частоти обертання черв'яка (тип II) при різному тиску введення спінювального агента наведено на рис. 3.7. Дослідження проведено за температури формувальної головки 90 °С і діаметра вихідного отвору 2 мм. Встановлено, що зі зростанням тиску подачі спінювального агента знижується продуктивність екструдера (рис. 3.6).

Спінювальний агент вводиться в зону декомпресії, створюючи додатковий опір руху розплаву, що призводить до зменшення продуктивності першої стадії черв'яка, а отже і всього екструдера.

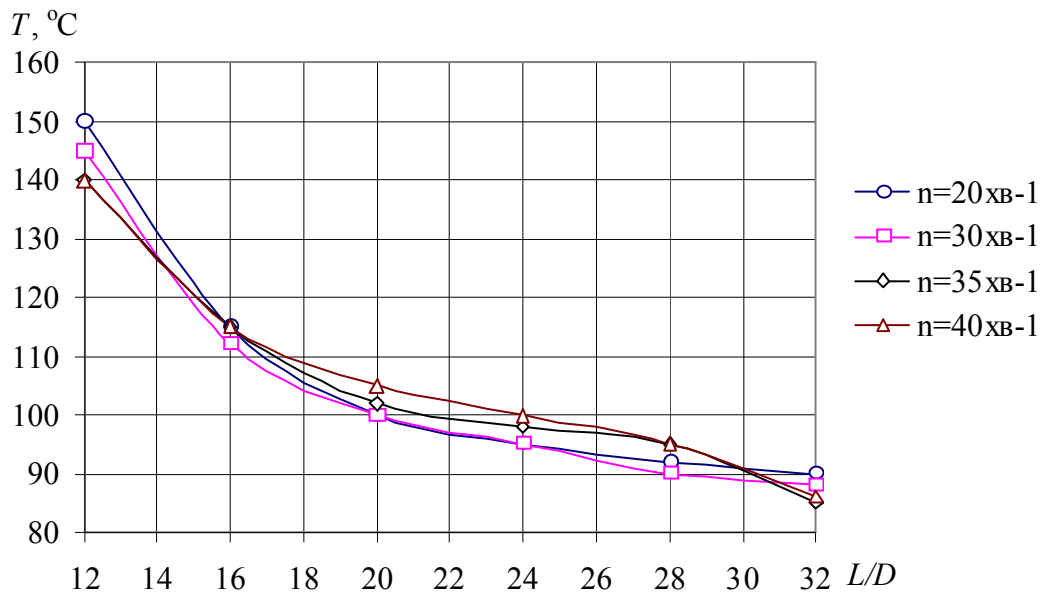


Рис. 3.6. Зміна температури по довжині екструдера (тип II)

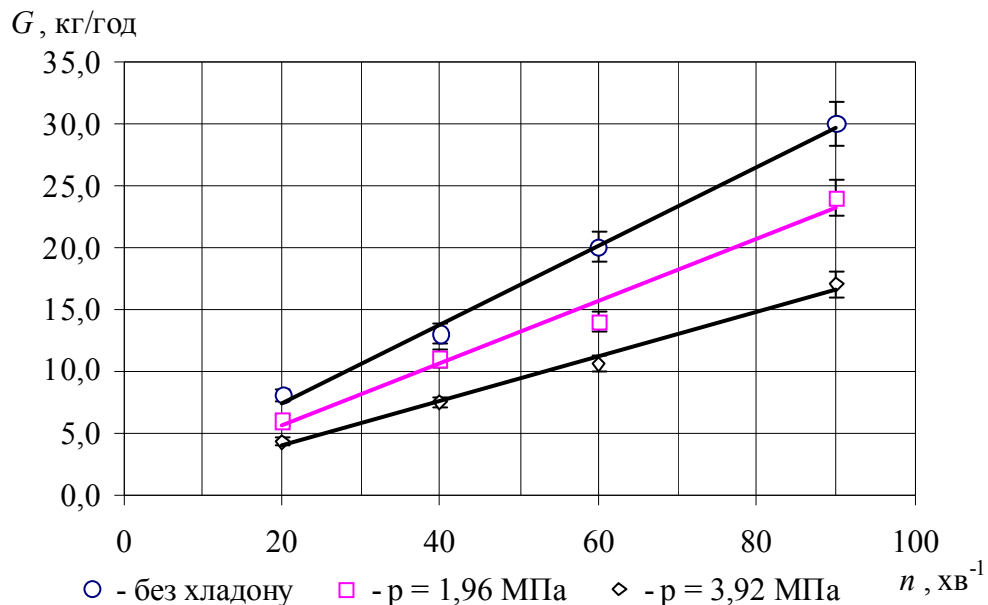


Рис. 3.7. Зміна продуктивності екструдера від частоти обертання черв'яка (тип II)

У випадку екструзії спінених полімерів збільшення продуктивності за рахунок частоти обертання черв'яка призводить до підвищення температури розплаву, погіршення енергетичних показників і якості виробу. Для черв'яка типу II граничне значення частоти обертання, вище якого неможливо отримати якісну комірчасту структуру виробу, становить 40 хв $^{-1}$.

Залежності потужності урухомника черв'яка (рис. 3.8) і питомої витрати енергії (рис. 3.9) від частоти обертання мають лінійний характер. Уведення спінювального агента у канал черв'яка призводить до значного зростання потужності. Потужність урухомника черв'яка при виготовленні спінених полімерів витрачається не тільки на нагрівання, плавлення та гомогенізацію матеріалу, але і відводиться з рідиною, яка охолоджує корпус циліндра і головку.

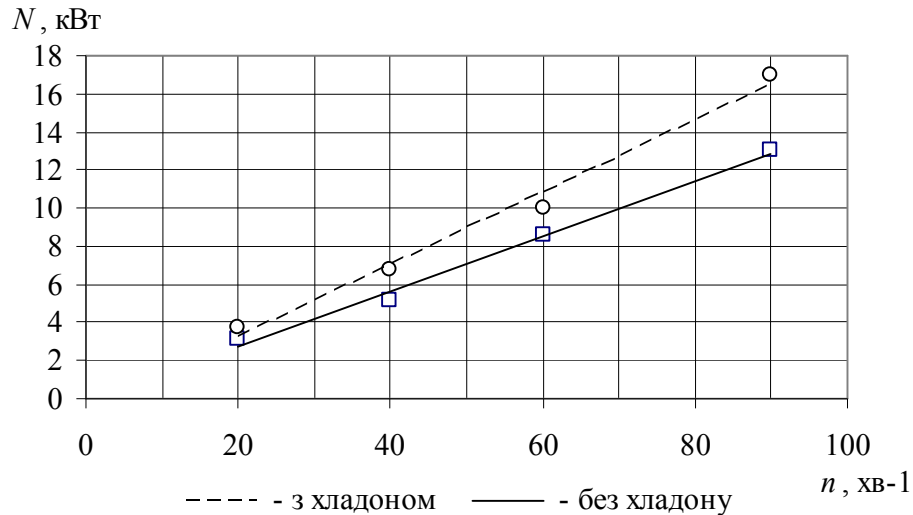


Рис. 3.8. Зміна потужності урухомника черв'яка від частоти обертання черв'яка (тип II)

З одного боку, потрібно забезпечити якісне змішування, яке пов'язане з дисипативними тепловиділеннями, а з іншого – підвищення температури розплаву не забезпечує потрібний режим спінювання. Отже, під час екструзії спінених полімерів зростають питомі витрати енергії N/G порівняно з екструзією звичайних полімерів (рис. 3.9).

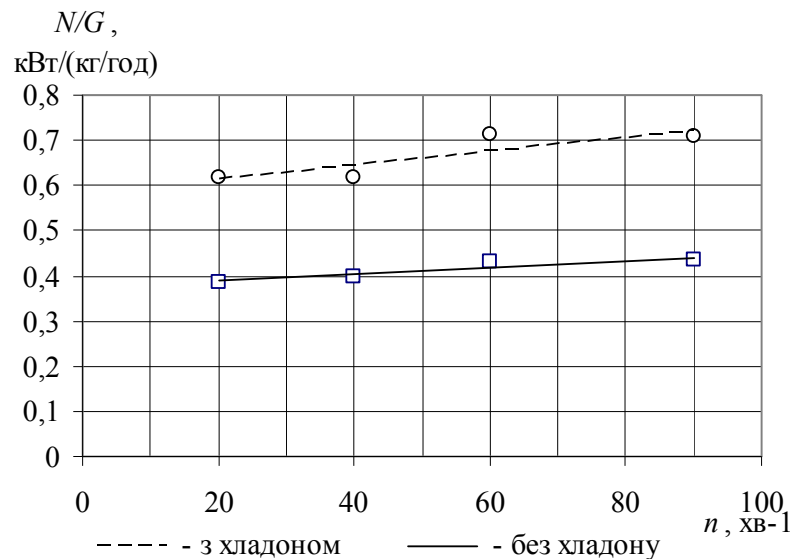


Рис. 3.9. Зміна питомої витрати енергії N/G від частоти обертання черв'яка (тип II)

Таким чином, у результаті проведення експериментальних досліджень встановлено, що на якість готового продукту впливають частота обертання, тиск спінювального агента, температурний режим перероблення, опір формувальної головки.

Дослідження показали, що виготовлення якісного виробу за певної конструкції черв'яка можливе у вузькому діапазоні робочих параметрів. Зміна одного з параметрів веде до нестабільності перебігу процесу і втрати якості.

Експериментально встановлено, що зміна параметрів екструзії (опору і температури формувальної головки, частоти обертання черв'яка) призводить до зміни тиску розплаву вздовж екструдера, а тиск у зоні декомпресії має бути мінімальним. Значний тиск у зоні декомпресії призводить до ускладнення проведення процесу: забезпечення сталої подачі спінювального агента, герметизації обладнання, подорожчання пристрою подачі, підвищення енергетичних витрат.

Проведений експериментальний вибір температурних режимів за різних частот обертання черв'яка показав потребу в ефективному охолодженні корпусу екструдера у зонах після введення в канал спінювального агента (L_4 , L_5 , L_6). Переохолодження розплаву призводить до значних перевантажень двигуна і необхідності створення більшого тиску введення спінювального агента, а надмірне нагрівання спричинює спінювання агента в каналі черв'яка, що призводить до виготовлення неякісної продукції. Як показали дослідження, черв'яки для виготовлення спінених виробів мають забезпечувати проведення процесу за температури головки 85–90°C, а температура корпусу останньої зони гомогенізації має становити 90–95°C.

Використання у дослідженнях подібних черв'яків з різною геометрією дало змогу оцінити вплив геометрії робочих органів на параметри процесу і якість виробу. У результаті досліджень встановлено, що черв'як з меншою зоною стиснення не задовольняє вимоги експлуатації для виготовлення спінених виробів: спостерігалися пульсації тиску і продуктивності, нестабільність розмірів і структури виробу.

Геометрія черв'яка для виготовлення спінених виробів має забезпечувати такі вимоги: забезпечити сталу подачу полімеру, повне розплавлення полімеру до місця введення спінювального агента, створювати потрібне зниження тиску в зоні декомпресії для стабільного введення спінювального агента та забезпечити якісне перемішування його з розплавом полімеру.

3.1.6. Висновки

Процес екструзії спінених полімерів має ряд принципових відмінностей від процесу екструзії звичайних полімерів. При екструзії спінених полімерів після процесу плавлення виникає потреба значного охолодження суміші розплаву полімеру зі спінювачем, що ускладнює узгодження технологічних пара-

метрів. Для введення спінювального агента в канал екструдера потрібно створити зону декомпресії, а для забезпечення високого тиску у зоні змішування спінювача з розплавом полімеру глибина витка черв'яка має бути значно меншою ніж для перероблення традиційних полімерів. Так, наприклад, для екструдера з діаметром черв'яка 63 мм глибина каналу на виході з екструдера становить приблизно 5–6 мм для перероблення полімерів, одночасно для виготовлення спінених виробів глибина становить 1–2 мм. Внаслідок відмінності геометрії і режимів переробки відрізняється і продуктивність екструдерів. Так, відношення масової продуктивності до частоти обертання G/n для перероблення звичайних полімерів дорівнює 1,0–1,2 (кг·хв/год) (для черв'яка діаметром 63 мм), а для екструзії спінених полімерів ця величина – у чотири рази нижча від (0,25 (кг·хв/год)).

Експериментально встановлено, що в процесах екструзії спінених полімерів обмежною стадією є змішування розплаву полімеру зі спінювальним наповнювачем, від якої для даної продуктивності залежать як геометрія черв'яка, так і режими перероблення у всіх зонах екструдера, що відрізняє процес екструзії спінених полімерів від екструзії ненаповнених полімерів.

3.2. Дослідження реологічних і теплофізичних властивостей полімерів

3.2.1. Дослідження реологічних властивостей сировини за наявності спінювального агента

3.2.1.1. Опис експериментальної установки і методика досліджень. Для проведення досліджень реології композицій «полімер – спінювач» розроблено пристрій на базі промислового одночерв'ячного екструдера ЧП 45×30. Схематичне зображення установки подано на рис. 3.10, а. Пристрій складається з корпусу 2; змінної насадки 3; датчика тиску 4 з вторинним приладом для вимірювання температури і тиску TDA463-14-3.5C-15/46.

Корпус 2 зі змінною насадкою 3 кріпиться на виході екструдера. Для дослідження реології у робочих діапазонах швидкості зсуву ($5\text{--}600\text{ с}^{-1}$) передбачено комплект насадок 3 з діаметрами вихідного отвору 2–4 мм. Для кожного значення діаметра вихідного отвору створено дві насадки різної довжини, що дозволяє виключити вплив вхідного ефекту (довжина вихідних отворів комплексу насадок дорівнює 10 і 20 мм). На корпусі 2 передбачено гвинтову нарізку під мідний змійовик 5 для регулювання температури розплаву водяним охолодженням. Розігрів корпусу 2 у пусковий період відбувається нагрівником стрічкового типу 6. Запропонований пристрій дозволяє визначати реологію композиції для певної рецептури та концентрації спінювального агента за умов перероблення. Впровадження такого пристрою в промислових умовах дозволяє значно знизити похибку досліджень.

Експерименти проводили в два етапи: для розплаву поліетилену ПЕНГ марки 10802–020 і для композиції розплаву поліетилену і спінювального агента (хладон R22). Відносна масова частка хладону R22 становить 20 %. Методику визначення масової частки хладону наведено нижче (див. п. 3.2.2). Дослідження проводили за частоти обертання черв'яка 10, 20, 30, 40, 50, 60 хв^{-1} (діапазон швидкості зсуву 5–600 с^{-1}).

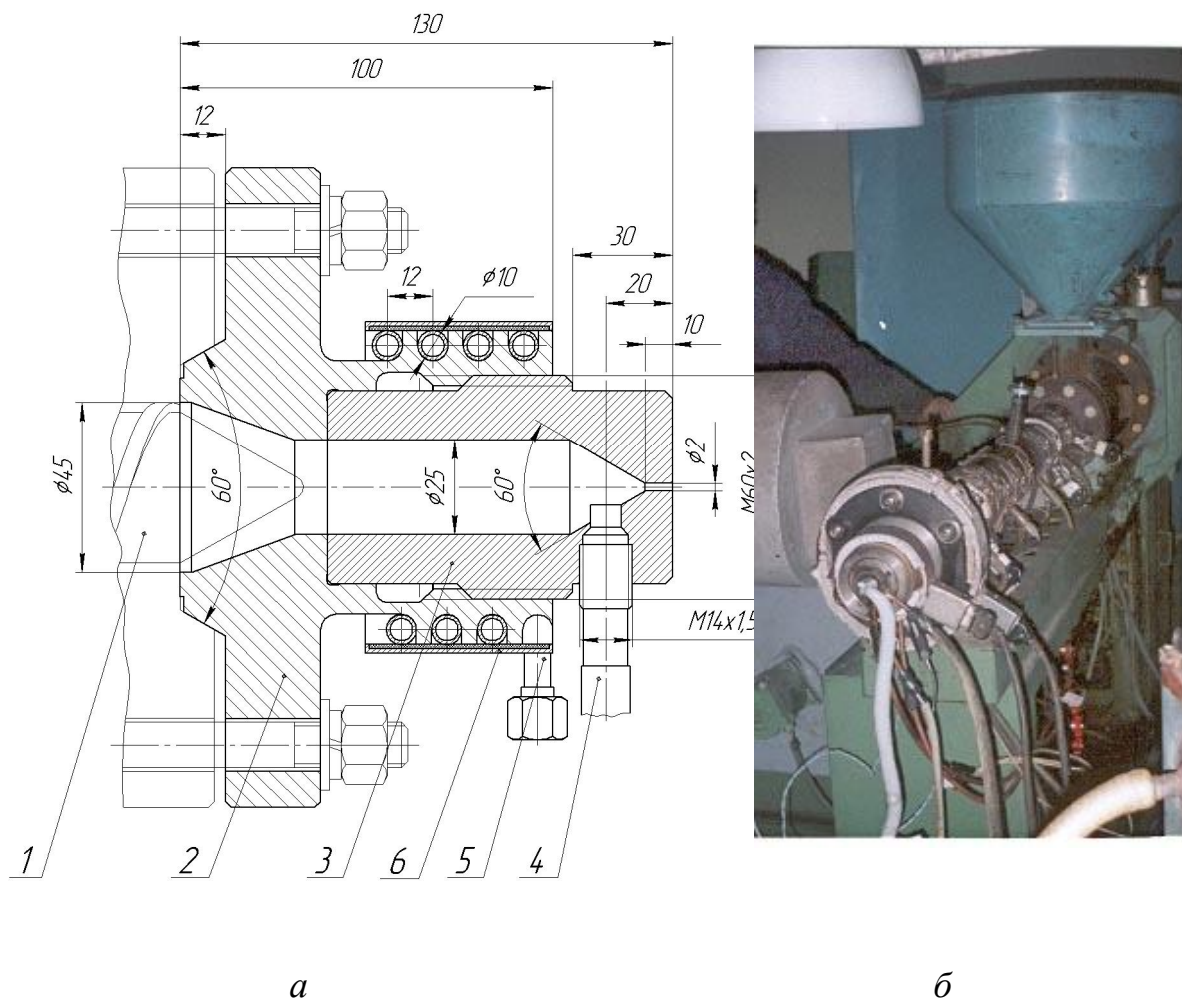


Рис. 3.10. Пристрій для визначення реологічних властивостей розплаву:
а – схема пристрою; б – фотознімок обладнання

Частоту обертання черв'яка визначали за тарованим у « хв^{-1} » вольтметром типу М 4200, клас 2, шкала 0–500 В і контролювали візуально. Похибка вимірювання не перевищує 2 %.

Вимірювання тиску і температури проводили датчиком TDA463-14-3.5C-15/46: діапазон вимірювання тиску 0–350 бар (0–35 МПа), максимальна температура на мембрані 400 $^\circ\text{C}$, загальна похибка приладу вимірювання тиску ± 1 %, відтворюваність $\pm 0,2$ % (за паспортом приладу).

Експерименти проведено за стаціонарного режиму для різних значень

температури. За умов виготовлення спінених полімерів діапазон робочих температур становить 90–140 °С, отже для встановлення рівняння в'язкості досліди проводили за граничних значень цього діапазону 90 і 140 °С.

Напруження на стінці капіляра (вихідного отвору) знаходиться за формулою [31, 136]

$$\tau = \frac{D}{4} \frac{\Delta P}{L}, \quad (3.1)$$

де Δp – різниця тиску на виході і вході капіляра, визначається експериментально; D, L – діаметр і довжина капіляра.

Швидкість зсуву на стінці капіляра для ньютонівської рідини дорівнює

$$\dot{\gamma} = \frac{32Q}{\pi D^3}, \quad (3.2)$$

де Q – об'ємна витрата крізь капіляр.

Швидкість зсуву на стінці капіляра для псевдопластичних рідин

$$\dot{\gamma} = \frac{3n+1}{n} \frac{8Q}{\pi D^3}. \quad (3.3)$$

Для виключення втрати тиску на вхідні ефекти досліди для даної масової витрати проведено на змінних насадках з діаметром вихідного отвору 4 мм, але різної довжини ($L_1=10$ мм і $L_2=20$ мм).

Напруження на стінці розраховано за формулою [136]

$$\tau = \frac{D}{4} \frac{\Delta p_2 - \Delta p_1}{L_2 - L_1}. \quad (3.4)$$

Таким чином, для побудови кривих течії експериментально знайдено об'ємну витрату і значення Δp для капілярів різної довжини, а потім за рівняннями (3.2) і (3.4) значення $\dot{\gamma}$ і τ на стінці капіляра. За визначеними значеннями побудовано залежність $\tau = f(\dot{\gamma})$ і розраховані значення n і K_0 , для рівняння

$$\tau = K_0 |\dot{\gamma}|^{n-1} \dot{\gamma}. \quad (3.5)$$

З урахуванням неізотермічності процесу залежність напруження зсуву τ від ефективного градієнта швидкості $\dot{\gamma}$ для неньютонівської рідини набуває вигляду

$$\tau = K_0 \dot{\gamma}^n \exp \left[-\beta \frac{T - T_0}{T_0 + 273} \right]. \quad (3.6)$$

Для визначення коефіцієнта β у рівнянні (3.6) побудовано залежності $\tau = f(\dot{\gamma})$ для декількох значень температури (90 і 140 °С), визначено значення n і K для кожної залежності та введено ці значення у рівняння (3.6). Розв'язок рівнянь (3.6) для ізотерм 90 та 140 °С визначає значення коефіцієнта β .

Вимірювання продуктивності екструдера виконували ваговим методом (зважування кількості матеріалу, отриманого у визначені проміжки часу). Проміжок часу отримання матеріалу заміряли двострілковим тридцятисекундним секундоміром «51СП» (шкала 15 хв, похибка показань 0,4 с).

На підставі виконаних прямих вимірів масова продуктивність екструдера визначалася за формулою

$$G = \frac{g}{t}, \quad (3.7)$$

де g – маса зразка на виході з екструдера, кг (масу g визначали на технічних вагах, похибка 0,005 кг – ціна поділки шкали вагів); t – час отримання зразку, хв.

Похибка вимірювання продуктивності не перевищувала 3 %.

Об'ємну витрату матеріалу крізь капіляр знаходили за формулою

$$Q = G / \rho. \quad (3.8)$$

Густина ρ спіненого полімеру визначали за рівнянням (1.42) (п. 1.3.2), вираженим через відносну масову частку хладону \bar{X}_x , (кг хладону/кг полімеру)

$$\rho = \frac{\rho_n \rho_x (1 + \bar{X}_x)}{\bar{X}_x \rho_n + \rho_x} \quad (3.9)$$

де ρ_n і ρ_x – густина полімеру та хладону, визначені за температурою розплаву в пристрої (рис. 3.10).

Масову частку хладону визначали за методикою, описаною в п. 3.2.2.

Результати обробки даних наведено в додатку В.

3.2.1.2. Результати експериментів і їх аналіз. У результаті оброблення експериментальних даних одержано криві течії для чистого полімеру і суміші «полімер–спінювач» (рис. 3.11 і 3.12). Суцільні прямі 1 ($T=90$ °С) і 3 ($T=140$ °С) одержані для розплаву чистого полімеру; штриховими лініями 2 ($T=90$ °С) і 4 ($T=140$ °С) показані залежності для композиції спіненого полімеру з відносною масовою часткою хладону 20 %.

Аналіз результатів експериментальних досліджень (рис. 3.11, 3.12), показує, що в межах зміни швидкості зсуву при робочих режимах екструзії криві течії в логарифмічних координатах є майже прямими лініями, причому ці прямі паралельні. Додавання спінювального агента в розплав полімеру призводить до зменшення в'язкості.

Потрібно відзначити більш суттєвий вплив температури на в'язкість для композиції «полімер–спінювач», ніж для чистого полімеру. Так, відстань між прямими 3 і 4, одержаними за температури $T=140$ °С, більша за відстань між прямими 1 і 2, одержаними за температури $T=90$ °С. Це можна пояснити зміною об'ємної частки хладону через вплив температури: з підвищенням темпе-

ратури від 90 до 140 °C густина полімеру зменшується незначно (близько 2 %), у той час як густина хладону зменшується на 17,6 %.

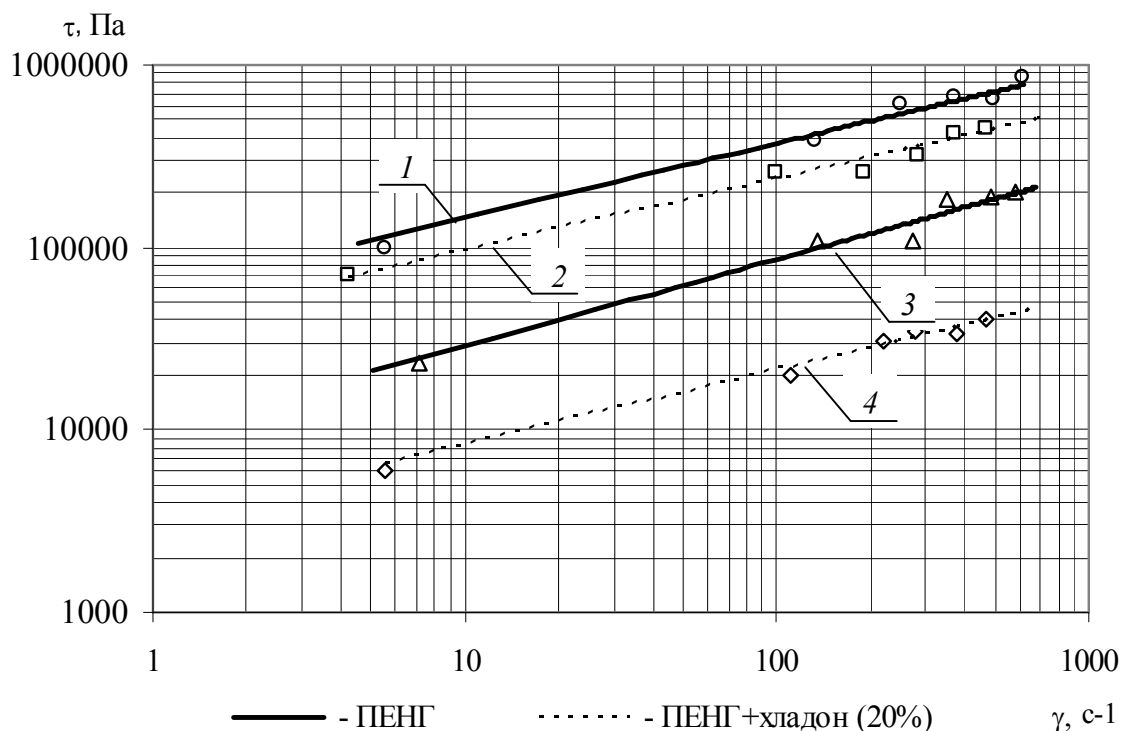


Рис. 3.11. Залежність напруження зсуву від швидкості зсуву: 1 – ПЕНГ ($T=90$ °C); 2 – ПЕНГ з хладоном R22 ($T=90$ °C); 3 – ПЕНГ ($T=140$ °C); 4 – ПЕНГ з хладоном R22 ($T=140$ °C)

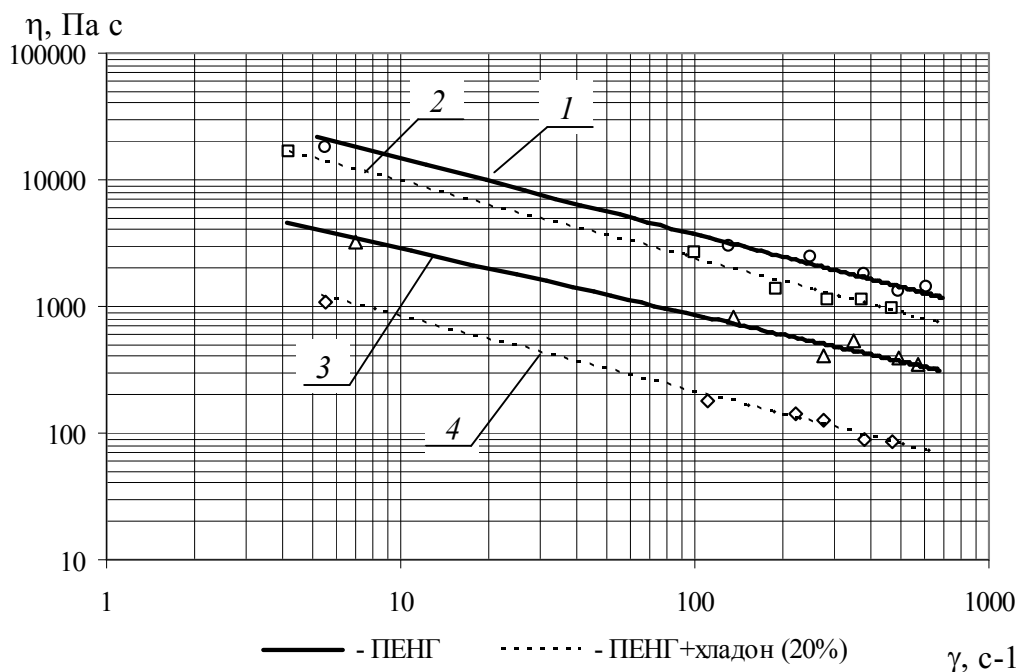


Рис. 3.12. Залежність ефективної в'язкості від швидкості зсуву: 1 – ПЕНГ ($T=90$ °C); 2 – ПЕНГ з хладоном R22 ($T=90$ °C); 3 – ПЕНГ ($T=140$ °C); 4 – ПЕНГ з хладоном R22 ($T=140$ °C)

Остаточно, після оброблення результатів досліджень, реологічні залежності для суміші розплаву полімеру з хладоном R22 (20%) мають вигляд:

$$\tau = 39415 \dot{\gamma}^{0,398} \exp[-0,049(T - 90)]; \quad (3.10)$$

$$\eta = 39415 \dot{\gamma}^{-0,611} \exp[-0,049(T - 90)], \quad (3.11)$$

а для чистого первинного полімеру (рис. 3.13 і 3.14):

$$\tau = 57764 \dot{\gamma}^{0,44} \exp[-0,032(T - 90)]; \quad (3.12)$$

$$\eta = 57764 \dot{\gamma}^{-0,56} \exp[-0,032(T - 90)]. \quad (3.13)$$

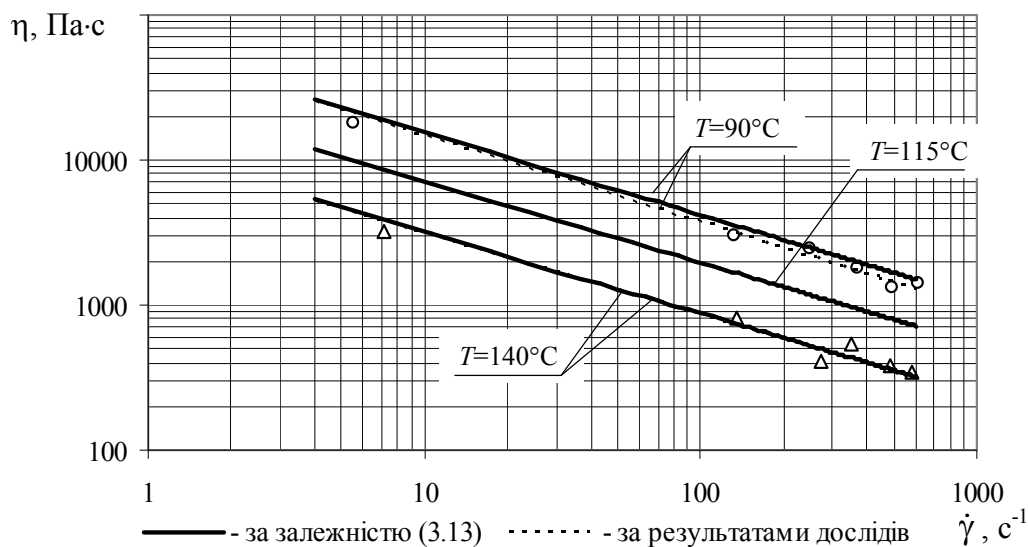


Рис. 3.13. Криві течії для полімеру марки 10802–020

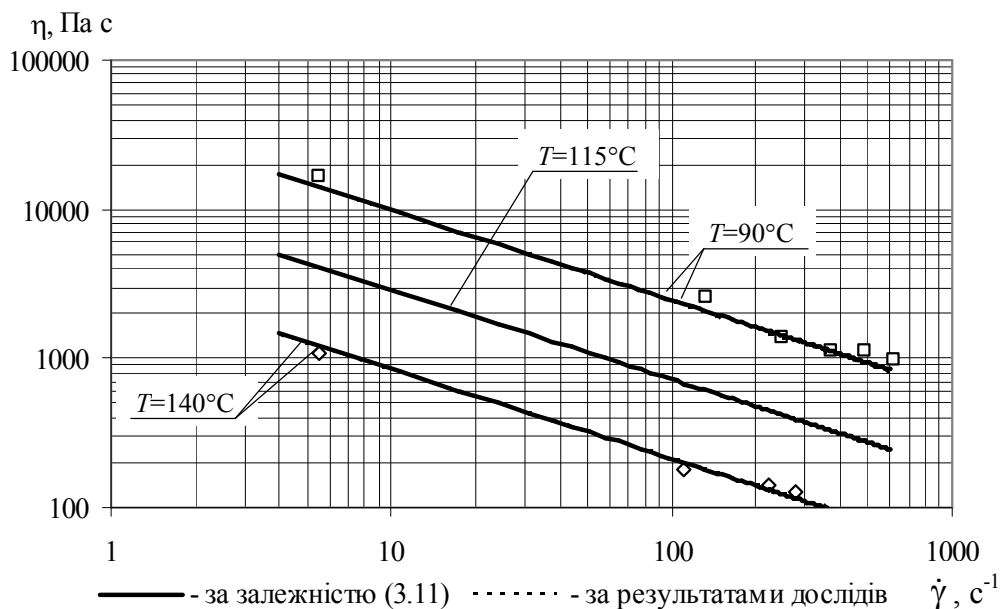


Рис. 3.14. Криві течії для композиції «полімер –хладон R22»

Формули (3.10)–(3.13) з достатньою точністю описують криві течії. Максимальна похибка між обчисленою ефективною в'язкістю та експериментальними значеннями для чистого полімеру не перевищує 12 %, а для композиції «полімер–хладон» – 15 %.

Урахування зміни ефективної в'язкості від об'ємної частки наповнювача за залежностями (1.32), (1.33), наведеними у п.1.3.1, дає значну похибку між експериментальними та теоретичними даними (максимальна похибка в окремих випадках перевищує 50 %), отже за даних умов ці формули непридатні.

На рис. 3.15 наведено порівняння результатів обробки експериментальних даних (залежність (3.12)) і даних, наведених у праці [103] для поліетилену марки 10802–020.

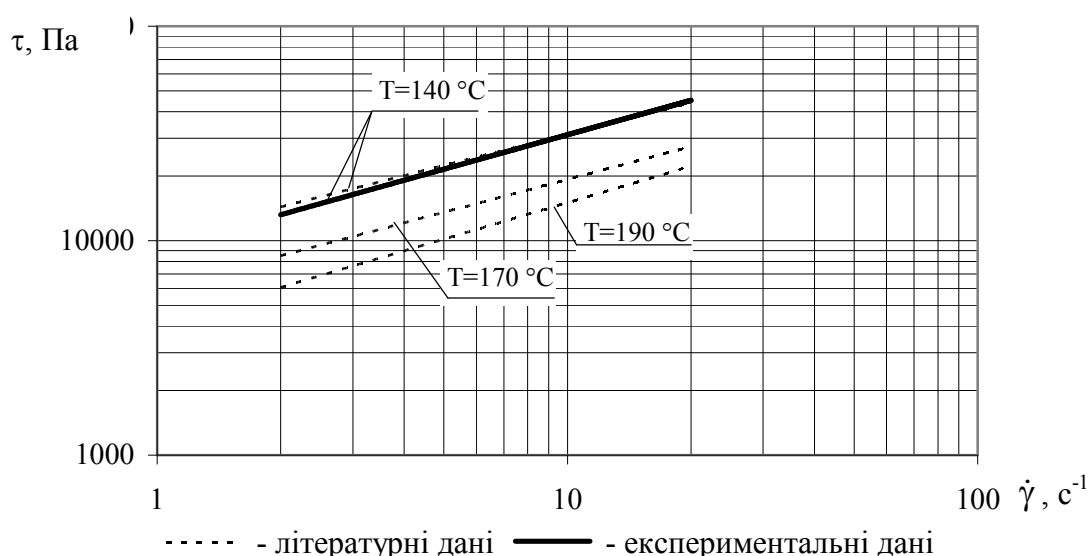


Рис. 3.15. Порівняння дослідних і літературних даних для ПЕНГ марки 10802–020

Досліди, проведені на розплаві поліетилену, показують задовільну збіжність ($T=140\text{ }^{\circ}\text{C}$, максимальне відхилення не перевищує 14 %), що доводить відтворюваність експерименту. Для перероблення полімеру без введення спінювального агента за температури більше за $140\text{ }^{\circ}\text{C}$ можна використовувати залежності, наведені в праці [103] для температури 170 і $190\text{ }^{\circ}\text{C}$ (рис. 3.15).

3.2.2. Дослідження реологічних властивостей вторинних полімерів

Основною технологічною характеристикою, що відповідає за можливість механічного перероблення полімеру у виріб, є в'язкість.

Властивості вторинної сировини внаслідок експлуатації та процесу перероблення можуть мати істотні відмінності від властивостей первинних поліме-

рів, що пояснюється термомеханічною деструкцією і розривом ланцюгів макромолекул полімеру, які приводять до зменшення в'язкості, пластичності.

Вторинні полімери проходять принаймні два–три цикли перероблення, і в кожному з них плавлення та напруження зсуву спричиняють додаткову деструкцію.

Тому для обчислення процесу перероблення потрібні дослідження реологічних властивостей полімерних відходів для кожного конкретного випадку.

Реологічні властивості розплавів полімерів досліджено на капілярному віскозиметрі типу «ИРТ-3» у діапазоні швидкостей зсуву $\dot{\gamma}=10\text{--}200\text{ с}^{-1}$, що відповідає переробці полімеру в робочих органах екструзійного обладнання. У капілярному віскозиметрі досліджується зміна швидкості опускання поршня за різної величини навантаження. Для проведення реологічних досліджень розплаву поліетилентерефталату виготовлено змінні сопла з діаметром отвору 0,4 мм. Для виключення втрати тиску на вхідні ефекти досліди проведено на соплах різної довжини ($L_1=8\text{ мм}$, $L_2=16\text{ мм}$).

Дослідження проведено за стаціонарних умов у діапазоні температур перероблення: 140 і 200 °С. Як сировину застосовували подрібнені вироби з поліетилену низької густини: однорідну плівку та спінений виріб трубного профілю. Для дослідження використовували вироби, які не були у тривалій експлуатації.

Під час оброблення результатів досліджень, деформацію геометрії вихідного отвору сопла за рахунок температурного розширення вважали незначною.

Напруження на стінці капіляра (вихідного отвору) знаходиться за формулою [31]

$$\tau = \frac{D}{4} \frac{\Delta p}{L} = \frac{D}{4} \frac{\Delta p_2 - \Delta p_1}{L_2 - L_1}, \quad (3.14)$$

де індекси 1 і 2 відносяться до короткого й довгого сопла, відповідно.

Швидкість зсуву на стінці капіляра для ньютонівської рідини

$$\dot{\gamma} = \frac{32Q}{\pi D^3}, \quad (3.15)$$

де Q – об'ємна витрата крізь капіляр, визначена через площу та швидкість опускання поршня.

Таким чином, для побудови кривих течії експериментально знайдено об'ємну витрату і значення Δp для капілярів різної довжини, а потім за рівняннями (3.14) і (3.15) значення $\dot{\gamma}$ і τ на стінці капіляра. За визначеними значеннями одержували залежності $\tau = f(\dot{\gamma})$ і $\eta = f(\dot{\gamma})$.

Неізотермічність процесу враховується залежність (3.6). Методика розрахунку коефіцієнтів K , β і n аналогічна описаній у п. 3.2.1.

Остаточню після обробки результатів досліджень, реологічні залежності для розплаву однорідного вторинного полімеру:

$$\eta = 13831 \dot{\gamma}^{0,36} \exp[0,041(200 - T)]; \quad (3.16)$$

$$\eta = 13831 \dot{\gamma}^{-0,64} \exp[0,041(200 - T)], \quad (3.17)$$

а для розплавленого спіненого полімеру:

$$\eta = 1582 \dot{\gamma}^{0,55} \exp[0,03(200 - T)]; \quad (3.18)$$

$$\eta = 1582 \dot{\gamma}^{-0,45} \exp[0,03(200 - T)]. \quad (3.19)$$

Потрібно зазначити, що в межах проведеного дослідження спостерігався лінійний характер залежності $\tau = f(\dot{\gamma})$, при цьому показник неньютонівської поведінки близький до показника степеня чистого полімеру на всьому діапазоні досліджуваних швидкостей зсуву: $n=0,36$ для однорідного вторинного полімеру та $n=0,55$ для спіненого полімеру. При цьому, порівняно із первинним полімером напруга зсуву для однорідного вторинного полімеру менша на 3...5 %, а напруження зсуву спіненого полімеру менші на 7...15 %.

3.2.3. Визначення відносної масової частки спінювального агента

Кількість спінювального агента, що вводиться в розплав полімеру, визначає густину та якість готового спіненого виробу. При проведенні розрахунків екструзії спінених виробів ця величина має бути задана. Масову частку спінювача можна непрямо оцінити за густиною готового виробу.

Одразу після виготовлення спіненого виробу відбувається газовий обмін: газ-спінювач дифундує з комірок, а повітря дифундує усередину комірок. Якщо швидкості дифузії однакові, то тиск у комірках і об'єм виробу залишаються постійними. Для більшості комбінацій «полімер-спінювач» цього не спостерігається. У випадку з поліетиленом низької густини більшість спінювальних агентів швидше проникають крізь стінки комірок назовні, ніж повітря всередину. Це призводить до зниження тиску в комірках, що у свою чергу приводить до усадки піни. Цей процес називається «старінням піни» і супроводжується тимчасовим зменшенням розмірів готового виробу до 30 % з подальшим відновленням розмірів до початкового значення. Час «старіння піни» залежить від властивостей полімеру та спінювального агента, густини і товщині піни. Процес «старіння піни» триває від чотирьох годин до декількох тижнів.

Отже, для визначення кількості агента, що вводиться в екструдер, треба визначити кількість агента, що дифундував назовні та того, що залишився в виробі. З метою встановлення кількості хладону, що знаходиться в готовому виробі, проведено спектроскопію зразків. Дослідження проводили на зразках, взятих з певним інтервалом після їх виготовлення (від 6 годин до трьох місяців). Досліди проводили на ІЧ-спектрометрі з Фур'є перетворенням «Avatar 370 FT-IR Termo Nicolet». За результатами досліджень встановлено, що в зра-

зках через два тижні після виготовлення хладон майже відсутній. Уміст хладону не перевищує 0,05 %. Для подальших розрахунків припускаємо, що 100 % хладону витискується повітрям.

Визначення відносної масової частки хладону, потрібного для виготовлення виробу із заданою кінцевою густиною, проведено, виходячи з припущення, що весь спінювальний агент дифундував назовні, а в порах знаходиться повітря.

Уявну густину зразків пінополімеру розраховано за формулою

$$\rho = \frac{m}{V}, \quad (3.20)$$

де ρ – густина зразка спіненого виробу, кг/м^3 ; m – маса зразка; V – об’єм зразка.

Розміри зразків вимірювали штангенциркулем з точністю до 0,2 мм щонайменше в трьох місцях, використовуючи в подальших розрахунках середнє арифметичне значення. Зразки зважували на аналітичних вагах MV200-M з точністю до 0,001 г.

Рівняння визначення густини (1.42) (див. п. 1.3.2), виражене через відносну масову частку повітря \bar{X}_B , ($\text{кг повітря/кг полімеру}$)

$$\rho = \frac{\rho_B \rho_{\Pi} (1 + \bar{X}_B)}{\bar{X}_B \rho_{\Pi} + \rho_B}, \quad (3.21)$$

де ρ_B, ρ_{Π} – густина повітря і поліетилену відповідно, кг/м^3 .

Звідки, відносна масова частка повітря

$$\bar{X}_B = \frac{\rho_B \rho_{\Pi} - \rho \rho_B}{\rho \rho_{\Pi} - \rho_B \rho_{\Pi}}. \quad (3.22)$$

Маса повітря у спіненому виробі

$$m_B = \frac{\rho_B \rho_{\Pi} - \rho \rho_B}{\rho \rho_{\Pi} - \rho_B \rho_{\Pi}} m_{\Pi}. \quad (3.23)$$

Тоді об’єм пор, які займає повітря

$$V_B = \frac{m_B}{\rho_B} = \frac{\frac{\rho_B \rho_{\Pi} - \rho \rho_B}{\rho \rho_{\Pi} - \rho_B \rho_{\Pi}} m_{\Pi}}{\rho_B}. \quad (3.24)$$

Виходячи з припущення, що об’єм пор, який займає повітря, дорівнює об’єму хладону за умов спінювання ($V_x = V_B$), знайдено відповідну масу хладону

$$m_x = V_x \rho_x = \frac{(\rho_B \rho_{\Pi} - \rho \rho_B) \rho_x}{(\rho \rho_{\Pi} - \rho_B \rho_{\Pi}) \rho_B} m_n, \quad (3.25)$$

де ρ_x – густина хладону.

Відносна масова частка хладону, $\text{кг хладону/кг полімеру}$

$$\bar{X}_x = \frac{m_x}{m_{\Pi}} = \frac{\rho_{\Pi} - \rho_{\text{в}} \rho_{\Pi}}{\rho_{\text{в}}} \frac{m_{\Pi}}{m_x} \rho_x. \quad (3.26)$$

Розмір комірок визначається тиском у них і міцністю стінок у момент твердіння полімеру. Під час формування спіненої структури в комірках виникає надлишковий тиск, величину якого можна непрямо визначити з умов міцності, якщо відома величина комірок і товщина стінок між комірками

$$p_x = \frac{2\sigma_t S}{R}, \quad (3.27)$$

де σ_t – міцність полімеру на розрив; S – товщина стінки; R – приведений радіус комірки.

Для визначення міцності полімеру на розрив на кафедрі МАХНВ, НТУУ «КПІ» були проведенні дослідження на тонкостінних полімерних трубах за різних температур. Товщина труб становила від 0,07 до 0,1 мм. За результатами досліджень встановлено, що міцність для поліетилену низької густини становить $9,17 \cdot 10^6$ Па.

Для визначення геометричних розмірів комірки були проведені дослідження зразків за допомогою оптичної мікроскопії. Дослідження мікроскопії здійснено на мікроскопі «MOTIC DIGITAL MICROSCOPE DMB SERIES PAL SYSTEM» за 4...100-кратного збільшення. За фотографіями мікроскопії встановлено поперечний діаметр комірок, середній діаметр комірок і товщину стінок комірки. Для дослідних зразків спіненого поліетилену середній діаметр комірки дорівнював 2,21 мм, товщина стінки між комірками 0,06 мм (рис. 3.16).

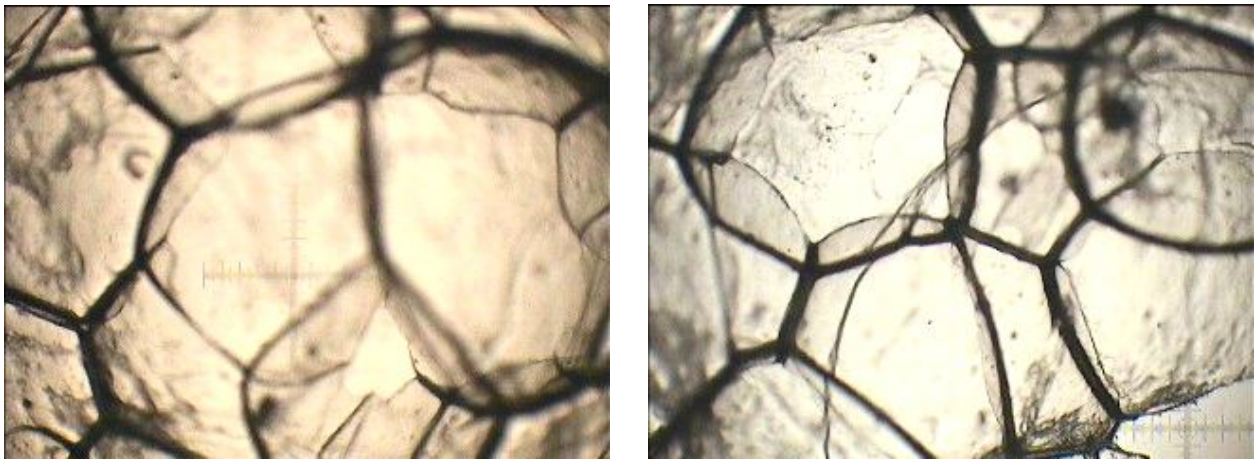


Рис. 3.16. Фотознімок структури виробу

Результати досліджень дозволили оцінити надлишковий тиск у комірках у момент формування. Для досліджуваного зразка величина надлишкового тиску у комірці в момент спінювання становить $(0,15...0,19) \cdot 10^6$ Па.

За відомими значеннями густини хладона залежно від температури та

тиску $\rho_x = f(T, p)$ [137], густини полімеру від температури $\rho_p = f(T)$ (п. 3.2.3) і густини повітря від температури $\rho_v = f(T) = \rho_0 T_0 / (T_0 + T)$ визначено масову частку хладону за рівнянням (3.20) для різних значень густини виробу. Отримано залежності густини спіненого матеріалу від відносної масової частки хладону (рис. 3.17).

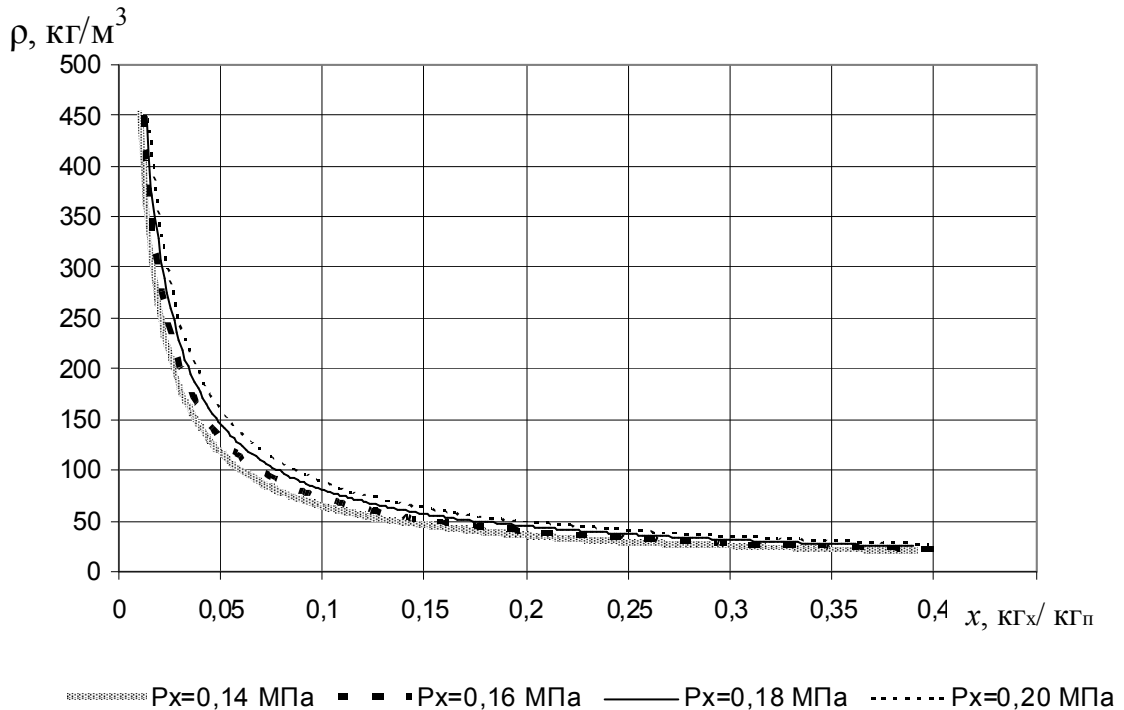


Рис. 3.17. Залежність густини виробу від відносної масової частки хладону

На рис. 3.17 наведено результати обчислення густини спіненого матеріалу від відносної масової частки спінювального агента. Густина розрахована з урахуванням тиску спінювача в комірках p_x . Аналізуючи зміну густини при спінюванні хладонем R22 видно, що за відносної масової частки спінювального агента більше за 0,25 кг_x/кг_p зміна густини незначна. Водночас подача більшої кількості спінювального агента пов'язана з ускладненням технологічного забезпечення та з можливим руйнуванням замкнено-коміркового типу структури. Отже, з точки зору доцільності та економічності процесу можна говорити про існування граничних значень відносної масової частки спінювального агента в полімері.

Для досліджуваних зразків спіненого полімеру уявна густина становить 47–65 кг/м³, отже відносна масова частка становить 0,12–0,2 кг_x/кг_p.

На рис. 3.18 представлено результати обчислення густини спіненого матеріалу від відносної масової частки спінювального агента для промислових спінювачів: хладон R11, хладон R22; пентан і бутан.

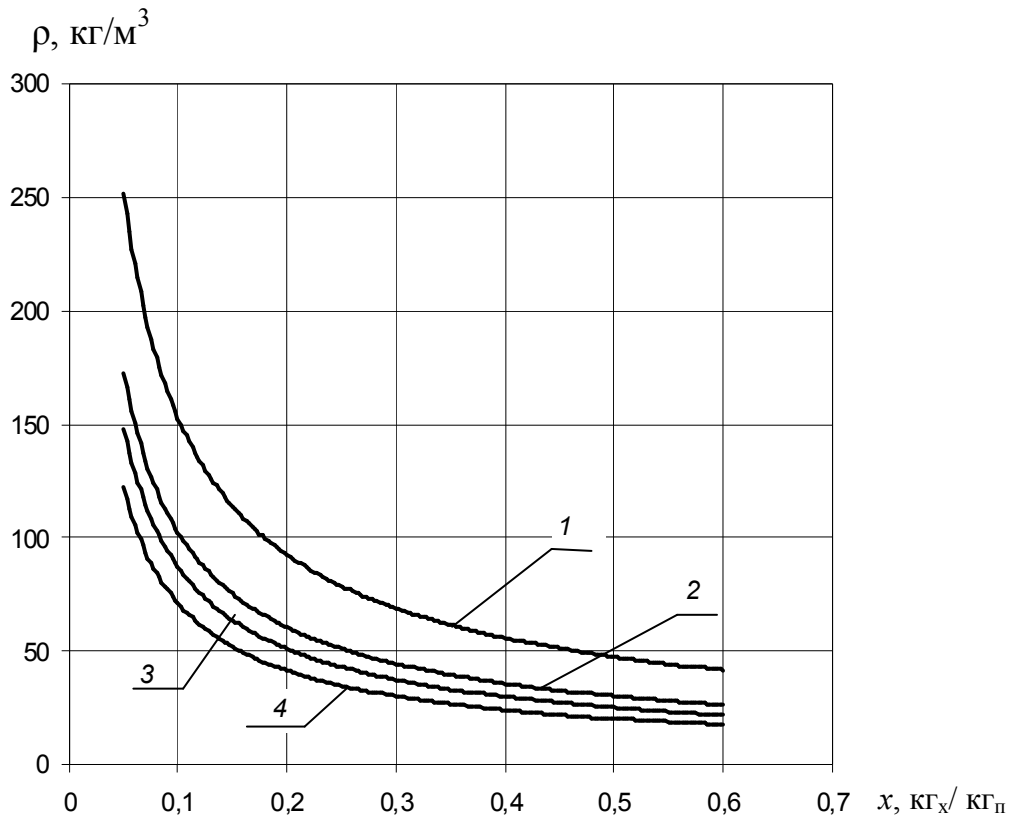


Рис. 3.18. Зміна густини залежно від відносної масової частки спінювального агента:
1 – хладон R11; 2 – хладон R22; 3 – пентан; 4 – бутан

Під час проектування технологічного обладнання потрібно знати величину коефіцієнта лінійного розширення матеріалу. За цією величиною визначають форму каналу і розміри вихідної щілини формувального пристрою. Можна оцінити коефіцієнт лінійного розширення з урахуванням тиску p_f у замкненій комірці спіненого виробу за залежністю

$$\beta_l = \left(\frac{22,4\rho}{M} \frac{p}{p_f} \left[1 + \frac{t}{237} \right] \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (3.28)$$

де ρ – густина спінювального агента в рідкому стані; M – молекулярна маса спінювального агента; t – температура, за якої випаровується рідина; p – атмосферний тиск; p_f – тиск спінювального агента в замкненій комірці під час формування.

На рис. 3.19 представлені результати розрахунку залежності коефіцієнта лінійного розширення від температури оточуючого середовища для промислових спінювальних агентів.

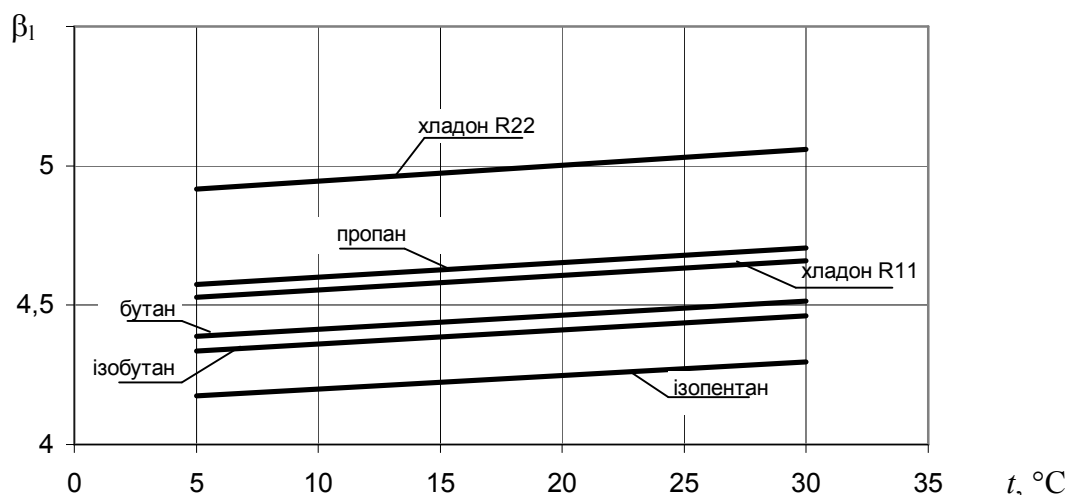


Рис. 3.19. Значення коефіцієнта лінійного розширення від температури оточуючого середовища

Представлені на рис. 3.17–3.19 значення задовільно корелюються з експериментальними дослідженнями і дозволяють здійснювати обґрунтований вибір типу спінювального агента та його концентрації за заданою уявною густиною виробу та враховувати зміну розмірів виробів при проектуванні формувальних пристроїв.

3.2.4. Визначення в'язкості розплаву композиційного полімеру

Для обчислення процесу екструзії за наявності вторинних полімерів, в'язкість композиції первинного та вторинного полімерів обчислюється за правилом адитивності як середня масова величина:

$$\mu = (G_n \mu_n + G_g \mu_g) / (G_n + G_g), \quad (3.29)$$

де G_n, G_g – витрати первинного та вторинного полімеру; μ_n, μ_g – в'язкість первинного і вторинного полімеру як функція $\mu = f(\dot{\gamma}, T)$.

Оскільки в'язкість є одним з основних параметрів, що визначають перебіг процесу, для якісних розрахунків рекомендовано експериментальне визначення в'язкості розплаву за наявності спінювального агента (п. 3.2.1), проте такі дослідження потребують значних матеріальних витрат. Для оцінювання в'язкості композиції з достатньою для інженерних розрахунків точністю можна вводити коефіцієнт зменшення в'язкості відносно в'язкості полімеру-основи, як це запропоновано у праці [2].

Апроксимацію наведених залежностей (рис. 3.20) можна з достатньою точністю подати у експоненційному вигляді:

– коефіцієнт зменшення в'язкості для хладона R114

$$\eta = 0,9328e^{-0,3995x}, \quad (3.30)$$

– коефіцієнт зменшення в'язкості для хладона R12

$$\eta = 0,9541e^{-0,4073x}, \quad (3.31)$$

де x – концентрація хладону, (г·моль/кг ПЕНТ).

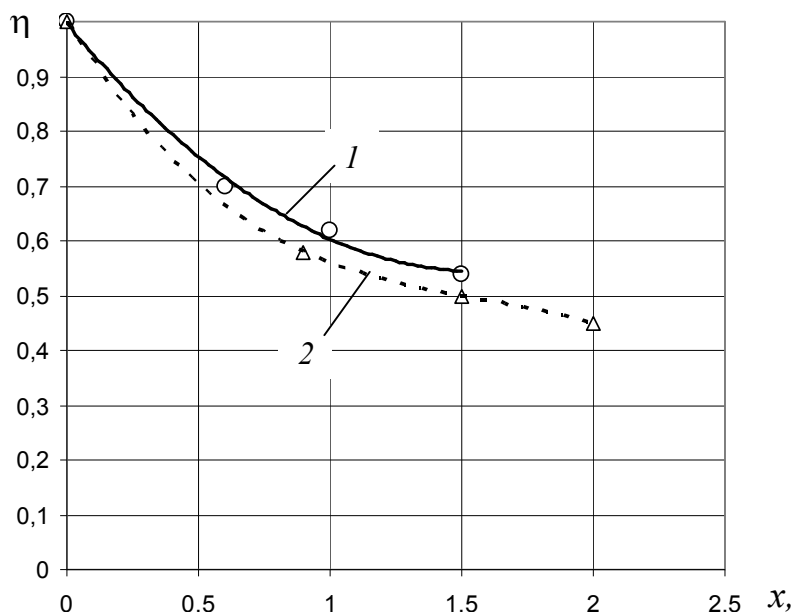


Рис. 3.20. Зменшення в'язкості для суміші ПЕНГ і хладонів:
1 – хладон R114; 2 – хладон R12

Узагальнення цих залежностей дозволяє ввести непряму оцінку зміни в'язкості композиції полімерів за наявності спінювальних агентів

$$\mu = 0,94\mu_n e^{-0,4}, \quad (3.32)$$

де μ_n – в'язкість полімеру-основи як функція $\mu = f(\dot{\gamma}, T)$.

Визначення залежностей в'язкості полімеру-основи для чистих полімерів можна здійснювати за кривими течії цих матеріалів, які широко представлені в літературі, наприклад, у праці [102].

Одержана залежність задовільно корелюється з проведеними експериментальними дослідженнями в'язкості, зокрема із залежністю (3.13).

Практична апробація застосування залежності (3.32) показала задовільний збіг при розрахунках композицій на основі поліолефінів та полістиролу під час використання хладонів та ізобутану як спінювальних агентів.

За умови, коли до первинних полімерів додають вторинні (для чистих промислових відходів, які не були в експлуатації), в'язкість вторинної сировини із задовільною точністю можна вважати меншою на 3–5 %, від в'язкості первинного полімеру (п. 3.2.2). Якщо як вторинну сировину додають вторинні полімери, одержані із промислових відходів спінених виробів в'язкість вторинного полімеру можна вважати меншою на 7–9 % від первинного полімеру.

3.2.5. Теплофізичні властивості сировини

Теплофізичні властивості поліетилену марки 10802–020 наведені у працях [102, 103] у вигляді графіків і таблиць. Для подальшого розрахунку процесу екструзійного перероблення основні теплофізичні властивості були апроксимовані функціями для чотирьох інтервалів температур.

Таблиця 3.1

Теплофізичні властивості поліетилену марки 10802–020

| Температурний інтервал | Назва параметру | Залежність | k^2 |
|--|--|---|-------|
| $T \leq 105^\circ\text{C}$ | Густина, кг/м^3 | $-4,2644 \cdot 10^{-4} \cdot T^3 + 6,5652 \cdot 10^{-2} \cdot T^2 - 3,7412 \cdot T + 911,33$ | 0,989 |
| | Теплопровідність, $\text{Вт/(м}\cdot\text{К)}$ | $-8,3612 \cdot 10^{-4} \cdot T + 0,43187$ | 0,917 |
| | Теплоємність, $\text{Дж/(кг}\cdot\text{К)}$ | $0,29002 \cdot T^2 - 19,849 \cdot T + 3910,9$ | 0,996 |
| | Ентальпія, Дж/кг | $(3,9199 \cdot T - 17,737) \cdot 10^3$ | 0,998 |
| $105^\circ\text{C} < T \leq 107^\circ\text{C}$ | Густина, кг/м^3 | $1,3984 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 - 5,5859 \cdot 10^{-1} \cdot T + 778,85$ | 0,993 |
| | Теплопровідність, $\text{Вт/(м}\cdot\text{К)}$ | $2,9002 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 9,9868 \cdot 10^{-3} \cdot T + 1,0733$ | 0,991 |
| | Теплоємність, $\text{Дж/(кг}\cdot\text{К)}$ | $7250,0 \cdot T - 7,5575 \cdot 10^5$ | 0,999 |
| | Ентальпія, Дж/кг | $(-1,7494 \cdot T^2 + 409,05 \cdot T - 2,3257 \cdot 10^4) \cdot 10^3$ | 0,946 |
| $107^\circ\text{C} < T \leq 117^\circ\text{C}$ | Густина, кг/м^3 | $1,3984 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 - 5,5859 \cdot 10^{-1} \cdot T + 778,85$ | 0,993 |
| | Теплопровідність, $\text{Вт/(м}\cdot\text{К)}$ | $2,9002 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 9,9868 \cdot 10^{-3} \cdot T + 1,0733$ | 0,991 |
| | Теплоємність, $\text{Дж/(кг}\cdot\text{К)}$ | $-19,329 \cdot T^3 + 6,7583 \cdot 10^3 \cdot T^2 - 7,8771 \cdot 10^5 \cdot T + 3,0608 \cdot 10^7$ | 0,932 |
| | Ентальпія, Дж/кг | $(-1,7494 \cdot T^2 + 409,05 \cdot T - 2,3257 \cdot 10^4) \cdot 10^3$ | 0,946 |
| $T > 117^\circ\text{C}$ | Густина, кг/м^3 | $1,3984 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 - 5,5859 \cdot 10^{-1} \cdot T + 778,85$ | 0,993 |
| | Теплопровідність, $\text{Вт/(м}\cdot\text{К)}$ | $2,9002 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 9,9868 \cdot 10^{-3} \cdot T + 1,0733$ | 0,991 |
| | Теплоємність, $\text{Дж/(кг}\cdot\text{К)}$ | $-4,7857 \cdot T + 2734,6$ | 0,983 |
| | Ентальпія, Дж/кг | $(-1,7964 \cdot 10^{-2} \cdot T^2 + 7,2943 \cdot T + 49,271) \cdot 10^3$ | 0,946 |

Степінь апроксимуючих поліномів підбирали так, щоб коефіцієнт достовірності апроксимації задовольняв умову $k^2 \geq 0,9$. Результати обробки наведено в табл. 3.1.

Теплофізичні властивості хладону R22 за даними, наведеними у працях [137, 138], були апроксимовані в такий самий спосіб. Одержані залежності наведено в табл. 3.2.

Теплофізичні властивості хладону R22

| Назва параметру | Залежність | k ² |
|-------------------------------------|---|----------------|
| Густина, кг/м ³ | $-0,0270 \cdot T^2 - 2,58389 \cdot T + 1279,5$ | 0,989 |
| Теплопровідність, Вт/(м·К) | $-2,26786 \cdot T^2 - 4,14940 \cdot 10^{-4} \cdot T + 0,097229$ | 0,995 |
| Теплоємність, Дж/(кг·К) | $0,127143 \cdot T^2 - 1,73810 \cdot T + 1192,3$ | 0,999 |
| Питома теплота пароутворення, Дж/кг | $-8,3750 \cdot T^2 - 574,817 \cdot T + 202956$ | 0,999 |

Для визначення теплофізичних властивостей композиції «полімер–спінювач» при обчисленні процесу екструзії використовуватимемо розглянуті в п. 1.9.2 залежності (1.34), (1.42), (1.46), виразивши їх через відносну масову частку хладону \bar{X}_x (кг_x/кг_п).

Для визначення теплопровідності з формули (1.34) маємо

$$\lambda = \lambda_{\text{п}} \left(1 + \frac{\bar{X}_x}{(\bar{X}_x + \rho_x / \rho_{\text{п}}) [1/3 + \lambda_{\text{п}} / (\lambda_x - \lambda_{\text{п}})] - \bar{X}_x / 3} \right), \quad (3.33)$$

де $\lambda_{\text{п}}$ і λ_x – теплопровідності полімеру та хладону, відповідно.

Для масової теплоємності за формулою (1.46) одержано

$$c = \frac{\bar{X}_x}{1 + \bar{X}_x} (c_x - c_{\text{п}}) + c_{\text{п}}, \quad (3.34)$$

де $c_{\text{п}}$ і c_x – масова теплоємність полімеру та хладону, відповідно.

Для визначення густини композиції за формулою (1.42) маємо

$$\rho = \frac{\rho_{\text{п}} \rho_x (1 + \bar{X}_x)}{\bar{X}_x \rho_{\text{п}} + \rho_x}, \quad (3.35)$$

де $\rho_{\text{п}}$ і ρ_x – густина полімеру та хладону, відповідно.

3.2.6. Висновки

1. Проведено експериментальні дослідження реологічних властивостей сировини за допомогою спеціального віскозиметра на базі одночерв'ячного екструдера. Застосування такого пристрою за робочих умов та стаціонарному процесі дозволяє досягти високої точності і значно знизити похибку при числових розрахунках процесу екструзії. Дослідження проведено для розплаву полімеру (ПЕНГ марки 10802–020) і композиції полімеру із спінювачем (хладон R22).

2. Порівняння результатів дослідження для розплаву полімеру без введення спінювального агента з літературними даними показали задовільну збіжність (похибка не перевищує 14 %).

3. Результати досліджень розплаву полімеру і композиції полімеру із спінювачем оброблено у вигляді залежності Оствальда де Віля (1.25) з урахуванням законом Арреніуса (1.29) для визначення впливу температури. Одержані реологічні залежності (3.10), (3.11) для суміші розплаву полімеру з хладоном *R22* (20 %), і залежності (3.12), (3.13) для чистого полімеру.

4. Встановлено існування граничного значення кількості спіненого агента, що подається в екструдер, з точки зору можливості проведення та економічності процесу. Для системи поліетилен – хладон *R22* відносна масова частка спінювача не повинен перевищувати 0,25 кг_х/кг_п. Одержано теоретично обґрунтовані граничні значення концентрацій для промислових спінювальних агентів: хладону *R11*, хладону *R22*, пентану та бутану.

5. Для проведення подальших числових розрахунків одержані теплофізичні властивості у вигляді поліноміальних рівнянь для поліетилену ПЕНГ марки 10802–020 і хладону *R22*.

6. Обґрунтовано вибір залежностей для розрахунку в'язкості та теплофізичних залежностей від відносної масової частки спінювального агента.

7. Основні результати проведених експериментальних досліджень опубліковані в працях [141,142, 144,151].

4. МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ ПРОЦЕСУ ЕКСТРУЗІЇ ПОЛІМЕРНИХ КОМПОЗИЦІЙ ЗІ СПІНЮВАЛЬНИМИ НАПОВНЮВАЧАМИ

4.1. Загальний алгоритм розрахунку екструдера

Вище наведено математичні моделі та алгоритми розрахунків окремих функціональних зон процесу екструзії. Поєднання цих алгоритмів дає можливість створити загальну методику розрахунку екструдера для виготовлення спінених полімерів.

Аналіз результатів моделювання кожної з функціональних зон екструдера дозволяє зробити такі припущення.

При розрахунку температурних полів у зоні подачі з'ясовано, що полімер у цій зоні розігрівається тільки в тонкому шарі біля поверхонь тертя, у той час як основна маса практично має температуру гранул на вході. Тому розрахунком температурних полів у зоні подачі можна знехтувати, враховуючи також і те, що в зоні плавлення температура стінки циліндра береться не меншою, ніж температура плавлення.

У програмі розрахунку зони плавлення передбачено розрахунок температурних полів як в області твердого полімеру, так і в області розплаву. Оскільки область твердого полімеру весь час зменшується, а область розплаву збільшується, то тим самим забезпечується плавний перехід від зони плавлення до зони гомогенізації при розрахунку температурних полів, а формальний перехід від моделі плавлення до моделі гомогенізації визначається за співвідношенням між витратами розплаву і твердого полімеру.

Спрощену схему алгоритму розрахунку екструдера зображено на рис. 4.1.

В алгоритмі розрахунку передбачається обчислення глибини нарізки в зоні подачі, яка забезпечує задану питому продуктивність G/n екструдера. Розрахунок глибини нарізки в першій зоні гомогенізації здійснюється виходячи із умови, що градієнт тиску в кінці цієї зони близький до нульового значення. У другій зоні гомогенізації в алгоритмі передбачений пошук глибини нарізки, яка забезпечує задане значення тиску на виході екструдера.

При переході від першої до другої зони гомогенізації зроблене припущення, що в області декомпресії внаслідок змішування розплаву зі спінювальним агентом відбувається нагрівання агента за рахунок охолодження розплаву і вирівнювання температурного поля до деякого середнього значення температури, яке береться далі як початкове для розрахунку другої зони гомогенізації.

За результатами роботи створена програма інженерного розрахунку, яка дозволяє швидко і якісно проводити обчислення геометрії черв'яків для виготовлення спінених полімерів (рис. 4.2 і Додаток Б).

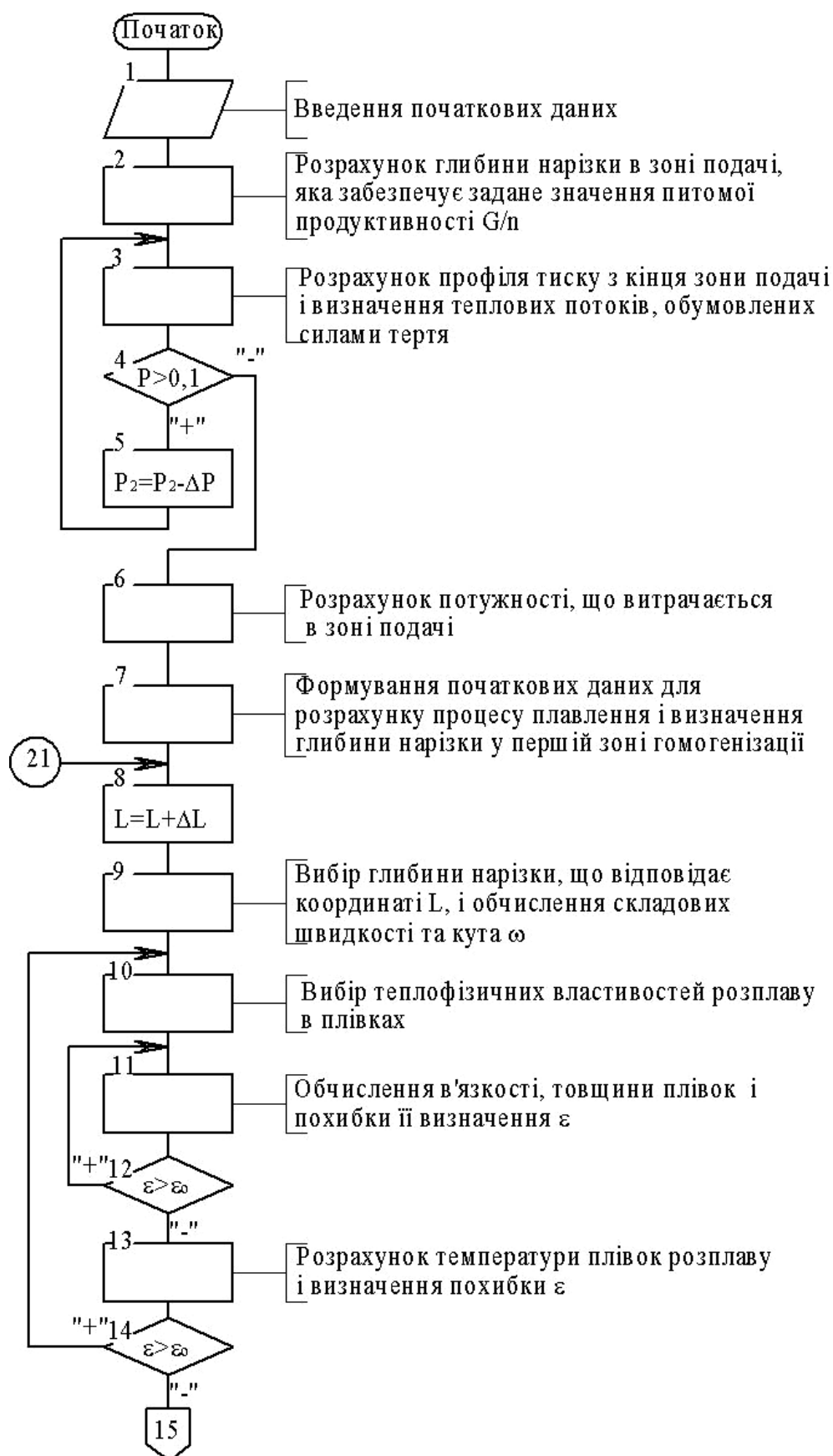


Рис. 4.1. Загальний алгоритм розрахунку екструдерів для виготовлення спінених полімерів

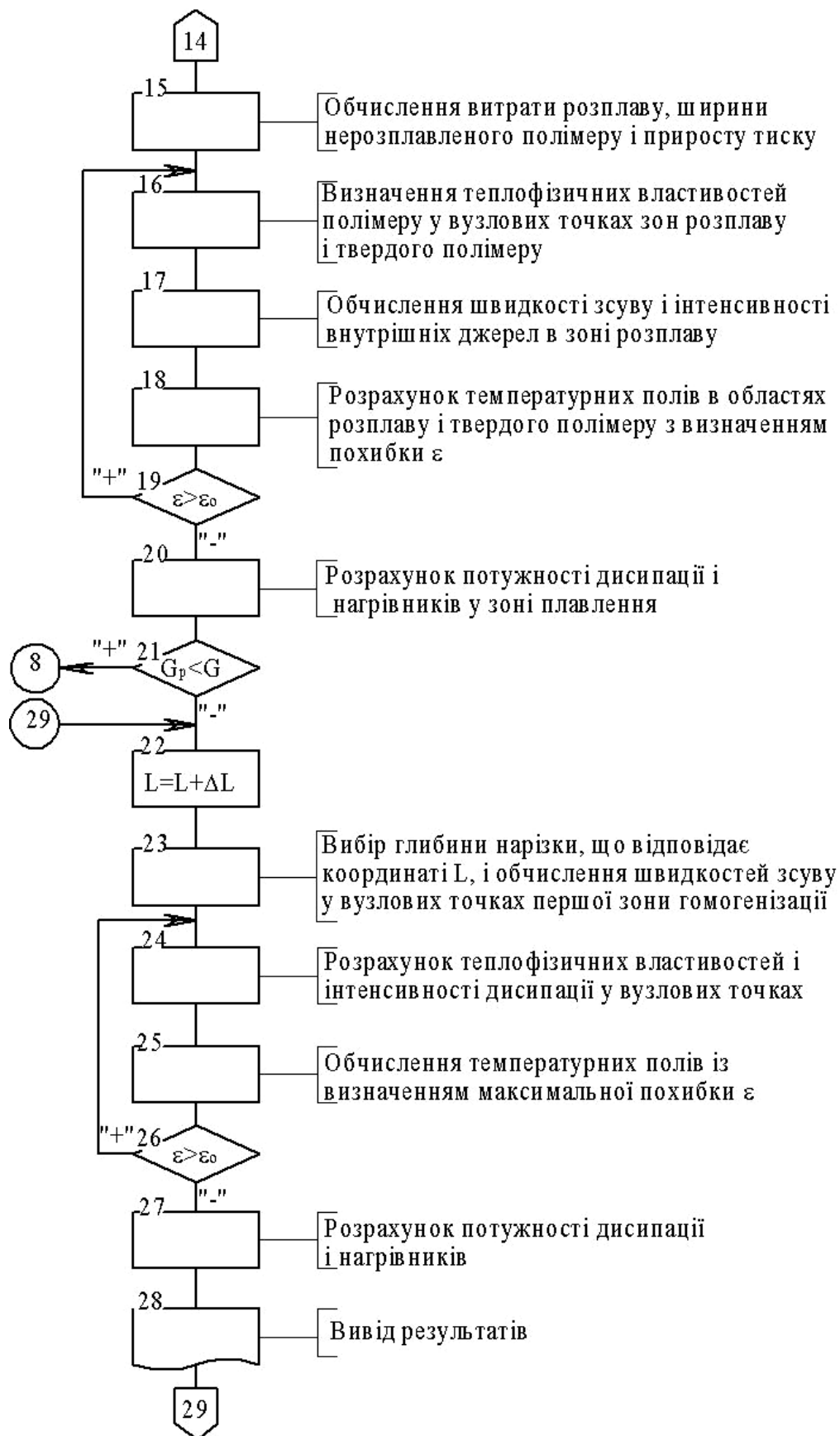


Рис. 4.1, аркуш 2

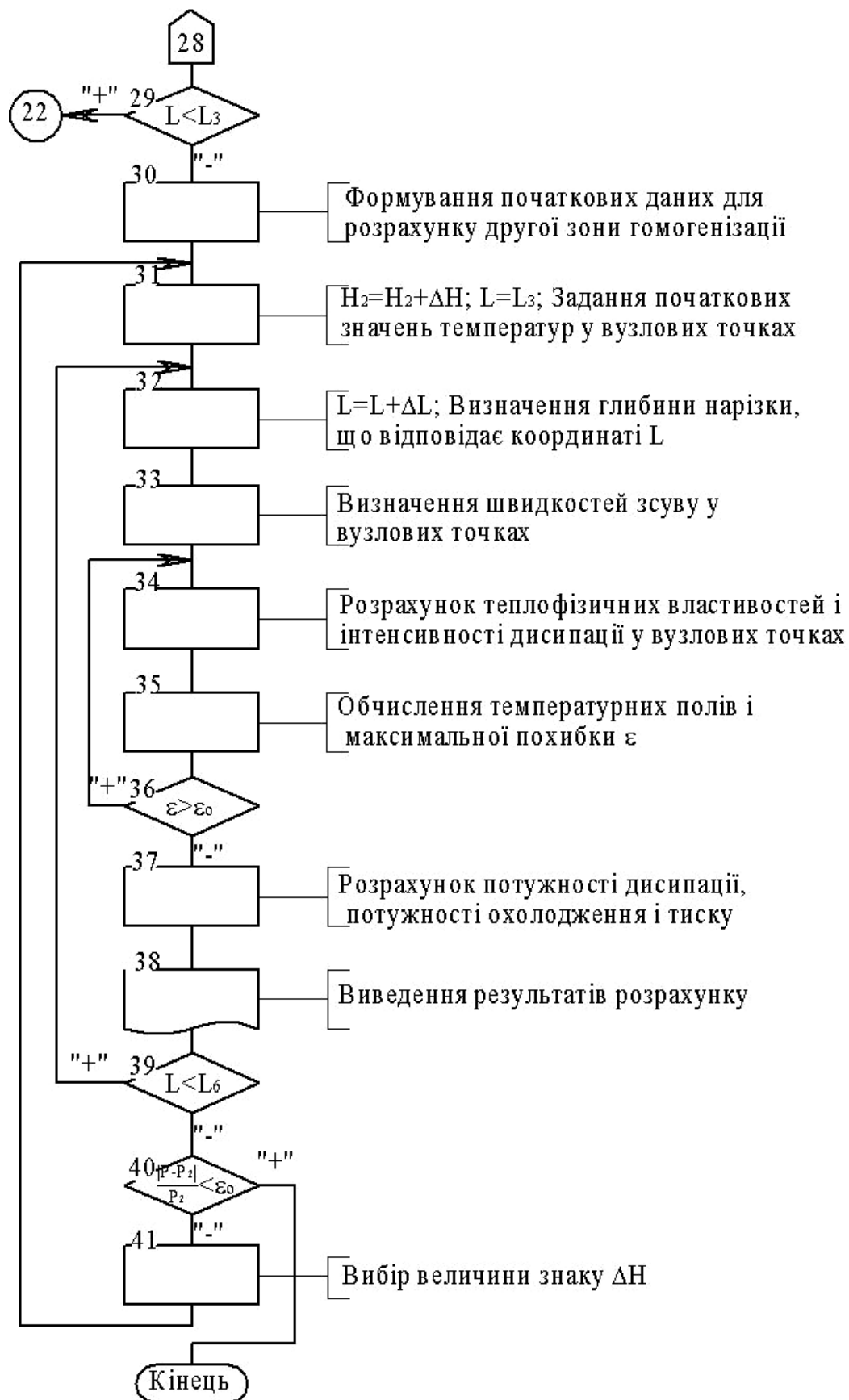


Рис. 4.1, аркуш 3

Розрахунок однічного екструдера для виготовлення спінених полімерів

Вхідні данні:

| | | |
|---------------------------------------|-----|-------------------|
| діаметр черв'яка | 63 | мм |
| крок гвинтової нарізки | 63 | мм |
| ширина витка нарізки | 6 | мм |
| L0/D | 4 | |
| L1/D | 7 | |
| L2/D | 11 | |
| L3/D | 14 | |
| L4/D | 19 | |
| L5/D | 27 | |
| L6/D | 32 | |
| коефіцієнт тертя полімеру по сталі | 0.3 | |
| насіпна густина гранул | 540 | кг/м ³ |
| продуктивність екструдера | 20 | кг/год |
| початкове наближення числа обертів | 100 | кв-1 |
| відношення коефіцієнтів тертя | 1.2 | |
| Опір формувальної головки | 10 | МПа |
| початкова температура гранул | 20 | °C |
| початкова температура гранул | 20 | °C |
| найнижча температура стінки циліндра | 120 | °C |
| найбільша температура стінки циліндра | 140 | °C |
| відносна масова концентрація агенту | 0.2 | % |
| початкова температура агенту | 20 | °C |

матеріал полімеру: Поліетилен ПЕНГ 102-14
матеріал спінюючого агенту: Хладон R22

Схема розрахунку:

Результати розрахунку:

| | | |
|------------------------------------|-----------|--------|
| продуктивність | 20 | кг/год |
| число обертів черв'яка | 81.5 | кв-1 |
| потужність приводу | 5.7545472 | кВт |
| тиск на виході | 10.112540 | МПа |
| середня температура маси на виході | 96.568923 | °C |

Розрахувати Глибина каналу Зберегти в файл Вихід

Рис. 4.2. Вікно програми розрахунку екструдерів для виготовлення спінених полімерів

Для ілюстрації можливостей розробленого алгоритму нижче наведено приклад числового моделювання процесу екструзії.

Числові розрахунки проведено з метою пошуку геометрії черв'яка для порівняння результатів розрахунку з дійсною геометрією. Вихідними даними для числових розрахунків були результати експериментального дослідження процесу екструзії спінених полімерів, а результат розрахунку – глибина каналу черв'яка у кожній функціональній зоні екструдера, яка порівнювалась з глибиною каналу черв'яка, на якому проводили експерименти.

4.2. Порівняння експериментальних даних із результатами числового моделювання

За розробленим алгоритмом (див. рис. 4.1) створено програму розрахунку екструдера, яка дозволяє здійснювати багатоваріантні розрахунки основних параметрів екструзії, проводити інженерні розрахунки для визначення геометрії робочих органів екструдерів за різних умов перероблення. Для ілюстрації можливостей роботи програми наведемо результати обчислень процесу екструзії виготовлення спінених полімерів, за умов, при яких проводили експериментальні дослідження (розділ 3). Базова сировина – поліетилен високого тиску марки 10802–020 ГОСТ 16337–77, а спінювальний агент – хладон R22. Початкові дані для розрахунку наведені в додатку Б (табл. Б.1), а схема екструдера – на рис. 4.3. Залежності теплофізичних властивостей полімеру і хладону

R22 і реологічні залежності розплаву чистого полімеру та суміші «полімер–спінювач» описані в розділі 3 (п. 3.2). Програму розрахунку екструзії спінених полімерів наведено в додатку Б, результати розрахунку представлено далі у вигляді графіків.

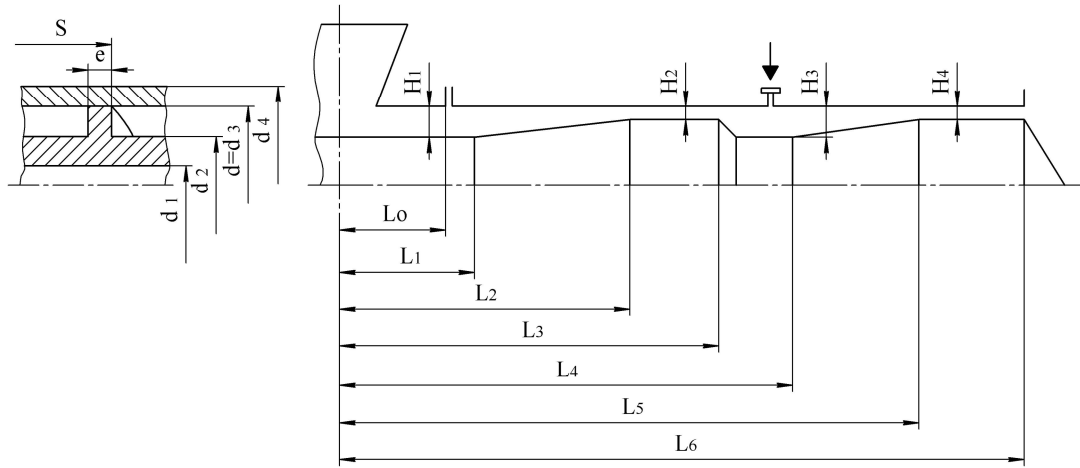


Рис. 4.3. Схема до розрахунку екструдера

Результати експериментів приведені для черв'яка типу II описані в п. 3.1. Результати експериментальних даних приведені за таких умов: масова витрата становить 20 кг/год, частота обертання 80 хв^{-1} , уявна густина виробу 47 кг/м^3 (відносна масова частка хладону R22 становить $0,2 \text{ кг}_x/\text{кг}_п$ (див. п. 3.2.2)).

Порівняння дійсної геометрії черв'яка з розрахованою показує задовільну збіжність (рис. 4.4). Максимальна похибка становить 16 %

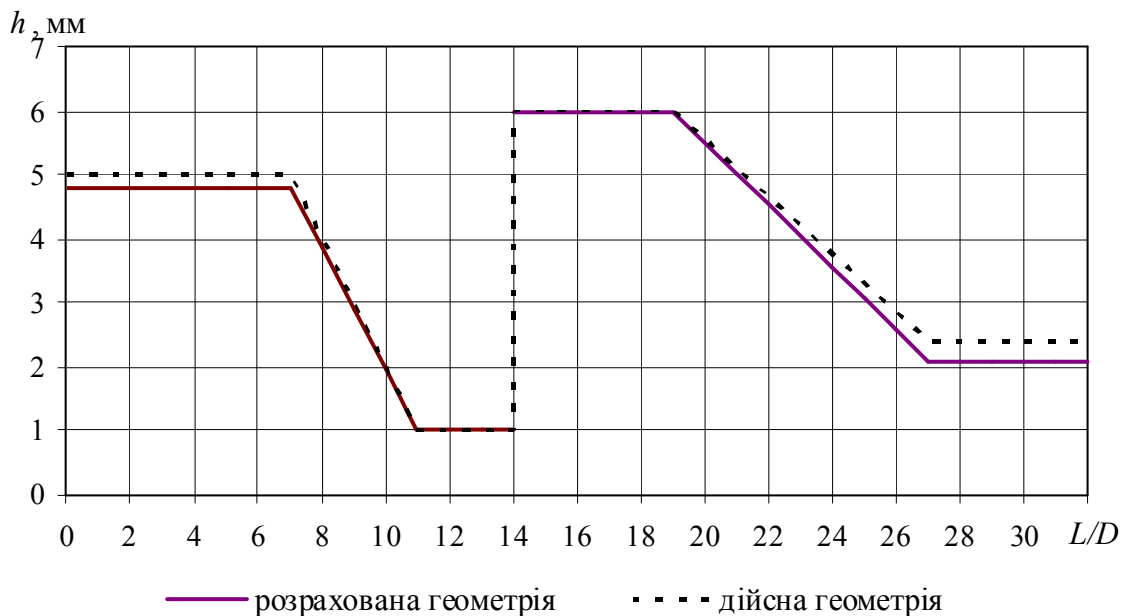


Рис. 4.4. Зміна глибини каналу екструдера по довжині екструдера

За допомогою розробленої програми можна також здійснювати розрахунок тиску у каналі черв'яка. Характер зміни тиску, обчисленого для умов експерименту, відтворює реальну зміну тиску в каналі екструдера (рис. 4.5).

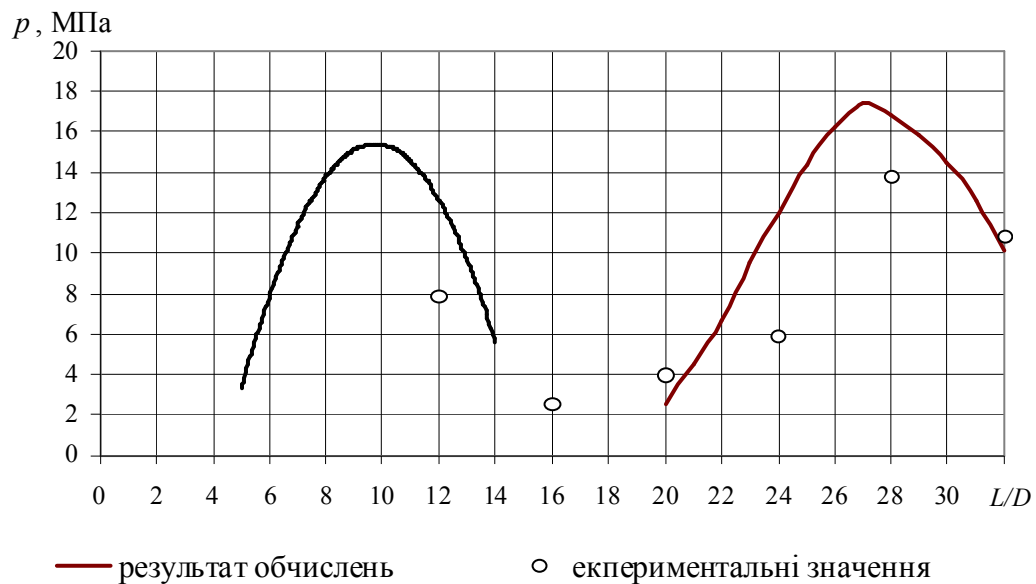


Рис. 4.5. Зміна тиску по довжині екструдера

З метою перевірки адекватності створеної програми було проаналізовано зміну масової продуктивності екструдера на різних частотах обертання для різного ступеня наповнення композиції спінювачем (рис. 4.6).

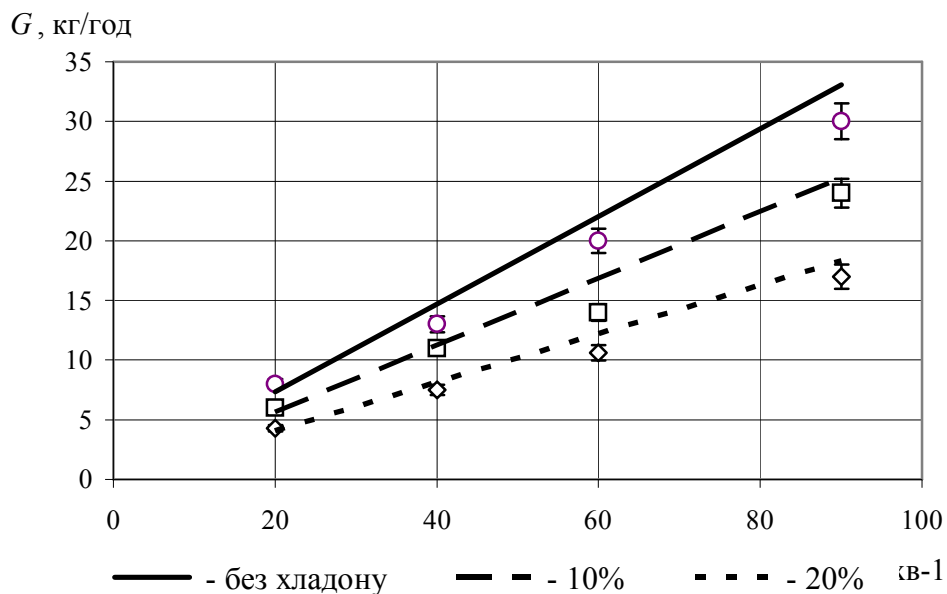


Рис. 4.6. Зміна продуктивності екструдера від частоти обертання черв'яка

Порівняння експериментальних і теоретичних параметрів дає задовільну збіжність. Максимальна похибка не перевищує 10 %

4.3. Аналіз результатів числового моделювання

На графіках наведено результати обчислень з різним ступенем наповнення полімеру спінювальним агентом: відносна масова частка хладону $R22$ становить 0, 5, 10, 15 і 20 %. Усі залежності ілюструють зміну відповідного параметра по відносній довжині екструдера L/D . На графіках зображені величини розрахованих параметрів на кожному кроці черв'яка.

На рис. 4.7 наведено залежність зміни приросту потужності дисипації та системи теплозабезпечення циліндра на кожному кроці нарізки черв'яка. Розрив функції обумовлений введенням спінювального агента на 14-19 витках. Зниження інтенсивності дисипації після введення спінювального агента пояснюється зменшенням в'язкості суміші полімеру зі спінювальним агентом.

Характер зміни залежностей відтворює зміну геометрії каналу черв'яка, та характеризує перехід від однієї моделі розрахунку до іншої.

На рис. 4.7 наведено зміну приросту потужності системи нагрівання (охолодження) на кожному кроці нарізки черв'яка.

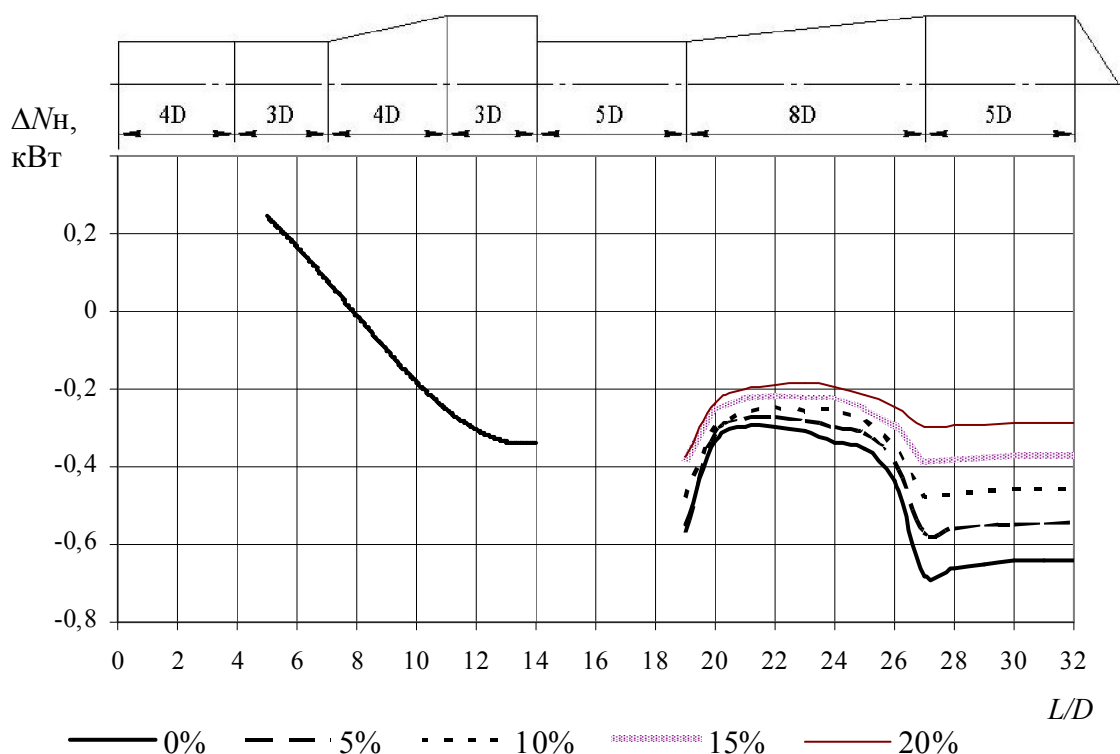


Рис. 4.7. Зміна приросту ΔN_n потужності системи нагрівання

Як видно з рис. 4.7, теплота, потрібна для встановлення заданої температури стінки, на початку зони плавлення підводиться, на закінченні зони

плавлення майже дорівнює нулю, а після введення спіненого агента – відводиться. Як показали розрахунки та експерименти, процес екструзії стабільний і якість виробу відповідає вимогам у відносно вузькому діапазоні зміни параметрів, що підтверджують результати розрахунку теплового режиму.

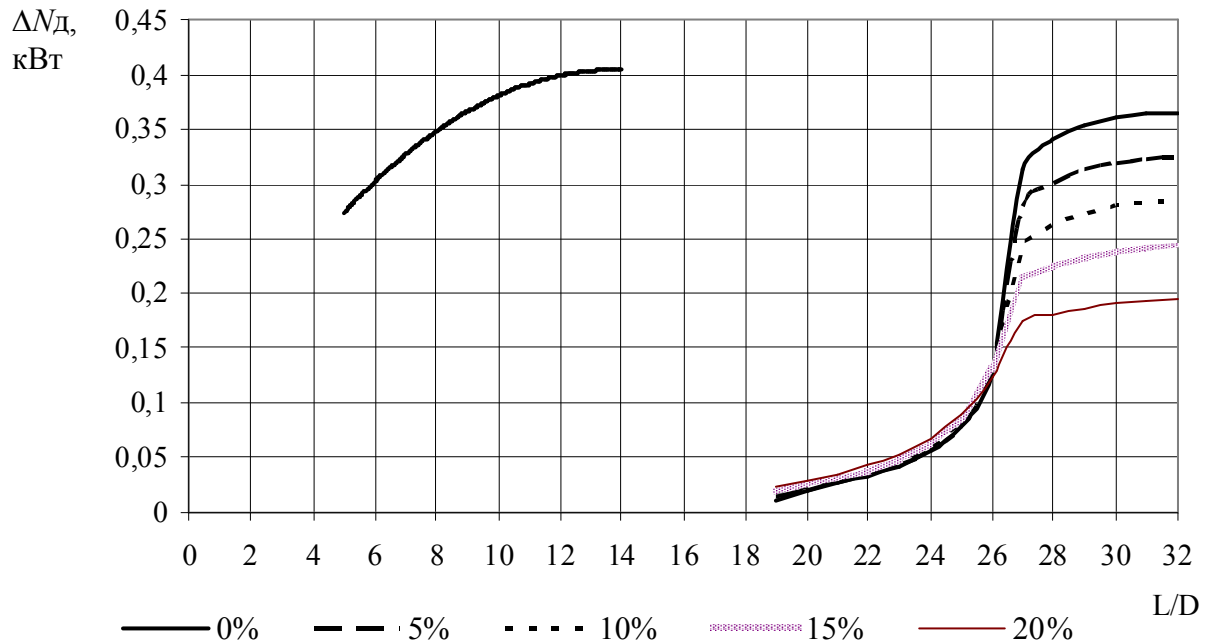


Рис. 4.8. Зміна приросту ΔN_d потужності дисипації по довжині екструдера

На рис. 4.9 наведено залежність зміни тиску по довжині екструдера. У програмі передбачено пошук глибини каналу черв'яка після введення спінювального агента, за якої забезпечується задане значення тиску на виході екструдера.

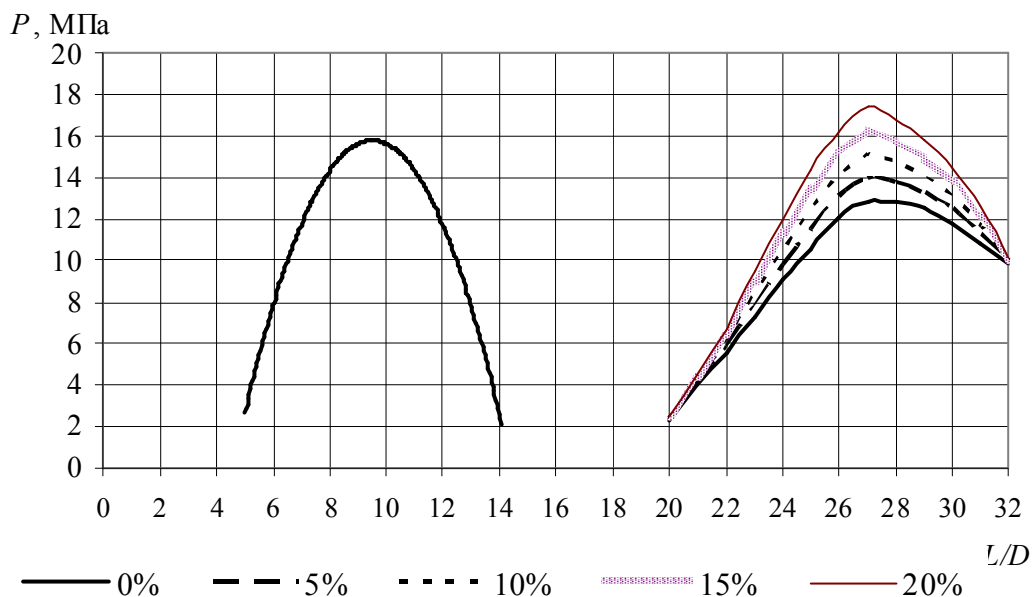


Рис. 4.9. Зміна тиску по довжині екструдера

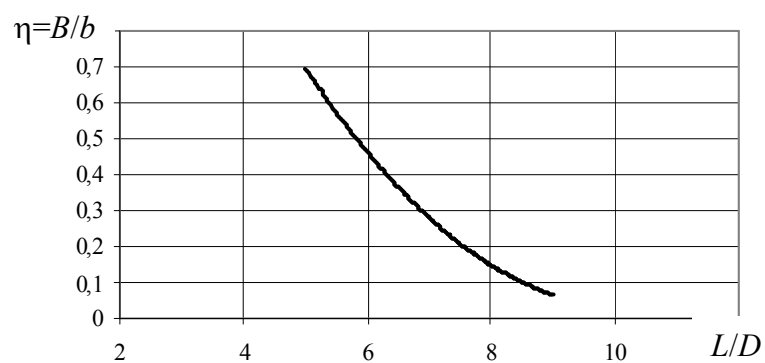


Рис. 4.10. Зміна ширини пробки нерозплавленого полімеру

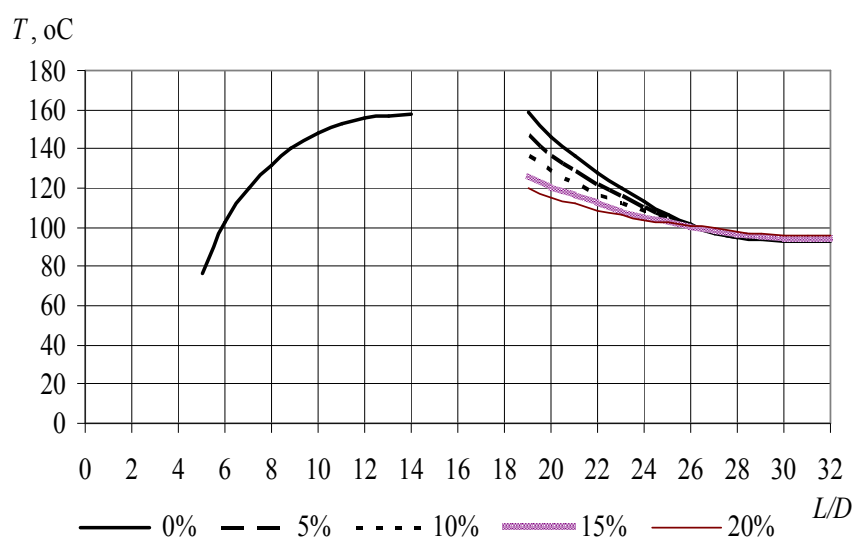


Рис. 4.11. Зміна середньої масової температури матеріалу

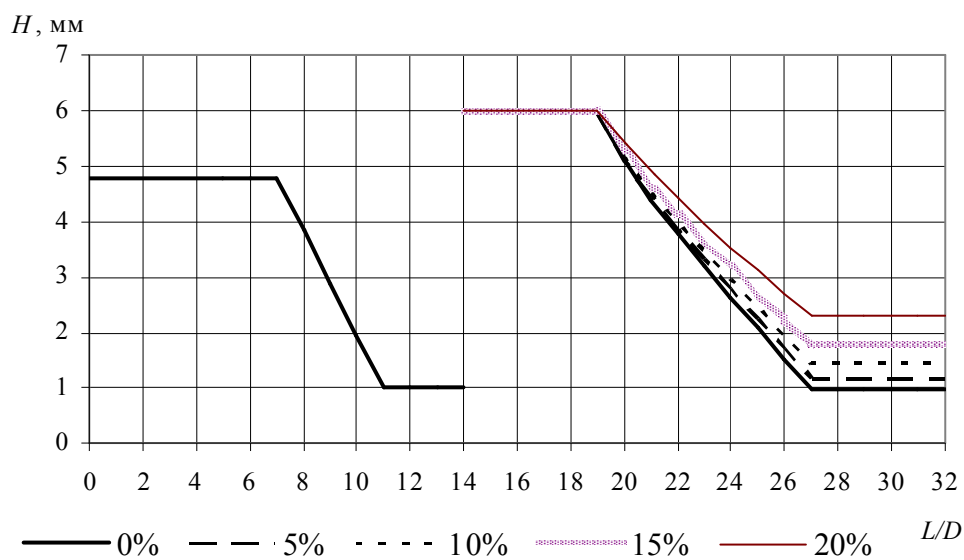


Рис. 4.12. Зміна розрахованої глибини каналу екструдера

На рис. 4.12 зображено зміну розрахованої глибини каналу екструдера по довжині екструдера. Програма розрахунку дозволяє обчислювати оптимальну геометрію черв'яка, яка забезпечить стаціонарність процесу за даних умов перероблення, що є актуальним для інженерів при проектуванні нового обладнання або переходу до екструзії нових матеріалів.

4.4. Висновки

Розроблено алгоритм і програма розрахунку процесу екструзії спінених полімерів як послідовність моделей подачі, плавлення та гомогенізації, об'єднані відповідно сформульованими умовами їх стикування.

Розроблені моделі процесів відрізняються від відомих моделей, у яких процеси розглядається в декартовій системі координат з умовно нерухомим черв'яком і обертовим циліндром, тим, що процес розглядається в циліндричній системі координат Лагранжа з обертовим черв'яком і нерухомим циліндром, що дозволяє врахувати умови теплообміну з обмеженими поверхнями черв'яка і циліндра при розрахунку температурних полів.

Проведені числові розрахунки процесу екструзії, порівняння яких з експериментальними даними підтвердило адекватність моделі екструдера реальному процесу.

Експериментальна перевірка розроблених моделей дозволяє зробити такі висновки:

1. Розроблена модель адекватно описує реальний процес підготовки розплаву у екструдері для виготовлення спінених виробів.

2. Розрахунки показали, що при побудові моделей потрібно враховувати взаємний вплив функціональних зон і моделювати процес підготовки розплаву в цілому, оскільки при цьому масова витрата у всіх зонах постійна, а кінцеві параметри однієї зони є початковими параметрами іншої зони. У цьому випадку зміна параметрів процесу в якій-небудь зоні автоматично враховується у всіх інших, що найбільше повно відповідає реальному процесу.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [146–149].

5. РЕКОМЕНДАЦІЇ ЩОДО ПРАКТИЧНОГО ЗАСТОСУВАННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ

5.1. Вибір сировини для одержання спінених виробів будівельного призначення

5.1.1. Полімери

Структура легких теплоізоляційних виробів будівельного призначення має бути замкнено-коміркового типу. Для отримання якісної закритої комірчастої структури з низькою густиною потрібно вибирати такий полімер, який буде здатним підтримувати ріст і стабілізацію комірок. Цим вимогам найкраще відповідають: для еластичних пінь – поліетилен низької густини, для жорстких пінь – полістирол. Широке застосування цих матеріалів зумовлено також доступністю та відносною дешевизною сировини.

Експериментальні дослідження доводять можливість перероблення вторинної сировини з очищених побутових відходів – до 7 %, чистих промислових відходів – до 25 %.

При додаванні вторинних полімерів потрібно враховувати таке:

- якість вторинної сировини має бути задовільною (якісне сортування, очищення), оскільки наявність значної кількості побічних домішок впливає на процес піноутворення та може спричинити розриви комірчастої структури;

- для забезпечення процесу подачі, вторинну сировину варто подавати на екструзію у вигляді гранул (розміри співрозмірні з розмірами гранул основного матеріалу), щоб уникнути неоднорідності подачі первинного та вторинного матеріалів.

- вторинна сировина зазвичай має невелику в'язкість, що потребує коригування технологічних параметрів;

- під час перероблення вторинної сировини, за рахунок домішок у ній, можливі інтенсивні дисипативні тепловиділення, що потребує потужної системи охолодження при виготовленні спінених полімерів;

- під час перероблення сировини із вторинними відходами варто враховувати наявність домішок в ній, а отже зменшити кількість пороутворювальних домішок (до 1 %).

Для поліпшення якості піновиробу з використанням вторинної сировини потрібно вжити шляхів до підвищення міцності розплаву, що характеризує здатність полімеру стабілізувати тонкі плівки розплаву. Під час одержання легкої піни висока міцність розплаву перешкоджає розриву стінок комірок і поліпшує тим самим спінювання полімеру. Підвищення міцності розплаву дозволяє досягти більш низької густини виробів. Існують різні шляхи підвищення міцності розплаву, які пов'язані із підбором стабілізуючих добавок.

Експериментально встановлено, що під час перероблення вторинного полімеру додавання до композиції лінійного поліетилену підвищує міцність

розплаву та забезпечує якісну структуру виробу. При цьому кількість вторинної сировини може бути збільшеною. Під час перероблення композицій з вторинним полістиролом міцність розплаву можна задовільно підвищити додаванням удароміцного полістиролу.

5.1.2. Домішки

Для забезпечення задовільної структури комірок у розплав полімеру потрібно вводити нуклезіати – центри утворення комірок. Як нуклезіати задовільно застосовують дрібнодисперсні речовини: крейда, тальк, диоксид титану, 4-дифенілкарбонова кислота, тимін, дибензиліден сорбітол (DBS), бензонат натрію тощо.

Для перероблення первинних полімерів найкращим у співвідношенні ціна–якість є тальк (1,5 % мас.), проте застосування його за наявності вторинної сировини призвело до втрати якості виробу: при зменшенні кількості утворюються великі комірки, при збільшенні – численні розриви комірчастої структури.

За результатами проведених досліджень найкращі показники якості структури пін при додаванні вторинної сировини одержано при додаванні диоксиду титану (1,1 %). Збільшення кількості призводить до розривів коміркової структури, і, як наслідок, втрати споживчих властивостей. Проте введення його в певному співвідношенні з полімером у зону подачі спричинює ряд ускладнень (здатність просипатись між гранулами, налипання стінках пристрою подачі). Для розв'язання, цієї проблеми потрібно попередньо (на додатковому обладнанні – грануляторі) одержувати концентрат: гранули з композиції наповнювача і полімеру основи. Такий підхід (реалізовано на ФОП Романюк, м. Одеса) дозволяє якісно дозувати TiO_2 у відповідному співвідношенні. Для цих цілей можна також застосовувати промисловий суперконцентрат (СК60) на основі лінійного поліетилену.

Під час одержання спінених полімерів із використанням вторинних полімерів процес старіння піновиробу (зменшення геометричних розмірів після процесу спінювання, що обумовлюється швидкістю дифузії спінювального агента) є більш суттєвим, ніж для первинних виробів. Для запобігання цьому існує ряд модифікувальних домішок. У промисловості як модифікатори доцільно застосовувати стеарилстеадамід або моностеарат гліцерину. Промисловість випускає декілька марок моностеарату гліцерину, серед яких GMS, що містить значну кількість моностеарату і одночасно є ефективним антистатичним наповнювачем.

Отже, при одержанні пінополімерів із використанням вторинної сировини у композицію потрібно ввести нуклезіат, модифікатор. Експериментально визначена задовільна рецептура за наявності вторинного поліетилену: TiO_2 – 1,1 % (мас.), моностеарату гліцерину – до 7 % (мас.).

5.1.3. Спінювальні агенти

Якісний спінювальний агент має задовільно розчинятись у розплаві полімеру під дією високого тиску в каналі екструдера, мати низьку токсичність і здатність до спалахування, бути доступним, мати відносно низьку вартість і не завдавати шкоди навколишньому середовищу. Перелік основних спінювальних агентів наведено в табл. 5.1.

Таблиця 5.1

Спінювальні агенти

| Речовина | Хімічна формула | Мол. маса | Темп. кип. | Тиск пари | Густина рідини. | Горючість | ODP* | GWP** |
|-----------------|--|-----------|------------|-----------|-----------------|-----------|-------|----------|
| Азот | N ₂ | 28 | | | | Ні | – | – |
| Диоксид вуглецю | CO ₂ | 44 | –78,5 | | | Ні | – | 0.0002 5 |
| Пропан | C ₃ H ₈ | 44,1 | –42,1 | 137,8 9 | 0,49 | Так | – | – |
| н-Бутан | C ₄ H ₁₀ | 58,1 | –0,5 | 35,26 | 0,57 | Так | – | – |
| і-Бутан | C ₄ H ₁₀ | 58,1 | –11,7 | 50,53 | 0,55 | Так | – | – |
| н-Пентан | C ₅ H ₁₂ | 58,1 | –0,5 | 35,26 | 0,57 | Так | – | – |
| і-Пентан | C ₅ H ₁₂ | 72,2 | 27,0 | 14,23 | 0,61 . | Так | – | – |
| HCFC-22 | CHF ₂ Cl | 86,5 | –40,8 | 151,40 | 1,19 | Ні | – | – |
| HCFC-142b | CF ₂ ClCH ₃ | 100,5 | –9,2 | 49,16 | 1,11 | Так | 0,05 | 0,38 |
| HCFC-152a | CHF ₂ CH ₃ | 66,0 | –24,7 | 86,81 | 0,90 | Так | – | 0,03 |
| HFC-134a | CH ₂ FCF ₃ | 102,0 | –26,5 | 96,52 | 1,21 | Ні | | 0,27 |
| CFC-11 | CFC _l ₃ | 137,4 | 23,8 | 15,32 | 1,48 | Ні | 1,0 . | 1,0 |
| CFC-12 | CF ₂ Cl ₂ | 120,9 | –29,8 | 94,51 | 1,31 | Ні | 0,95 | 3,1 |
| CFC-113 | CF ₂ ClCF ₂ Cl | 187,4 | 47,6 | 6,46 | 1,57 | Ні | 0,6 | – |
| CFC-114 | CFC _l ₂ CF ₂ Cl | 170,9 | 3,6 | 30,96 | 1.46 | Ні | 0,7 | 4,0 |

Примітки:

1. * потенціал озоноруйнівного шару;
2. ** потенціал глобального потепління (парниковий ефект).

Неорганічні спінювачі непридатні для виготовлення спінених виробів низької густини. Бутани і пентани мають високу здатність до спалахування і є вогненебезпечними. Ряд галогенопохідних фторвуглеводнів (HCFC-142b, HCFC-152a, HFC-134a), які мають низький вплив на оточуюче середовище, натеper знаходяться на стадії промислового одержання і є надто дорогими.

З урахуванням заходів із захисту навколишнього середовища поширюється застосування таких газів як CO₂ і N₂. Проте їх масове застосування об-

межене значною густиною одержуваних виробів, низькою розчинністю у розплавах полімерів і високим тиском газу. Деякі переробники для досягнення компромісу заміняють частину хладонів на вищезгадані інертні гази.

Розчинені спінювальні агенти при зниженні в'язкості композиції призводять до незначного підвищення температури у процесі розчинення. Цей ефект, що залежить від типу агента та полімеру, варто враховувати під час обчислення процесу як додаткові внутрішні тепловиділення (q_v). Потужність тепловиділень залежить від типу агента та полімеру (табл. 5.2).

Таблиця 5.2

Вплив спінювального агента та підвищення температури

| Спінювальний агент | Еквівалентне підвищення температури, °С, на 1 % розчиненого агента |
|--------------------|--|
| CFC-11 | більше за 4 |
| CO ₂ | 10 |
| н-Пентан | 9...10 |

За виключенням вогнебезпечності, за рештою критеріїв нижчі вуглеводні підходять для виготовлення поліолефінових і полістирольних пін низької густини. Тому в промисловості як спінювальні агенти широко застосовують пропан, бутан, ізобутан і пентан.

Кількість введеного агента визначає густину виробу. Прогнозувати кількість спінювального агента для будь-якого полімеру-основи можна за методикою, описаною в п.3.2.3 (рис. 3.17).

5.2. Рекомендації щодо вибору обладнання

На основі аналізу проведених досліджень та апробації їх у промисловості можна узагальнити вимоги до обладнання виготовлення спінених виробів методом екструзії.

Для забезпечення задовільного перебігу процесу одночерв'ячної екструзії спінених поліолефінів варто проектувати обладнання із більшою довжиною робочих органів ($L/D=40...50$), ніж для перероблення традиційних полімерів ($L/D=25...30$). Це обумовлено потребою забезпечити розплавлення полімеру та ретельне перемішування без перегріву маси.

При одержанні спінених полістиролів бажано застосовувати тандемну схему (див. рис. 1.2, б), яка дозволяє розділити процес на окремі стадії: перша стадія розплавлення полімеру, яка здійснюється в першому екструдері; друга стадія введення та перемішування розплавленого полімеру з спінювальним агентом реалізується в другому екструдері. Така схема дозволяє автономно керувати окремими стадіями і є більш гнучкою, ніж схема двостадійної одночерв'ячної екструзії.

Для створення умов введення спінювального агента (тиску) в каналі екструдера потрібно передбачити зони компресії та наступної декомпресії. Зазвичай це реалізують різким звуженням каналу на обмеженій ділянці з наступним різким розширенням (див. рис. 1.3, б).

Оскільки під час перероблення вторинної сировини потрібне введення модифікувальних домішок, то введення в розплав полімеру таких домішок (наприклад моностеарат гліцерину) доцільно робити перед введенням спінювального агента, забезпечуючи при цьому їх задовільне змішування з розплавом. Для цього, після зони плавлення рекомендовано передбачити змішувальні елементи (рис. 5.1).

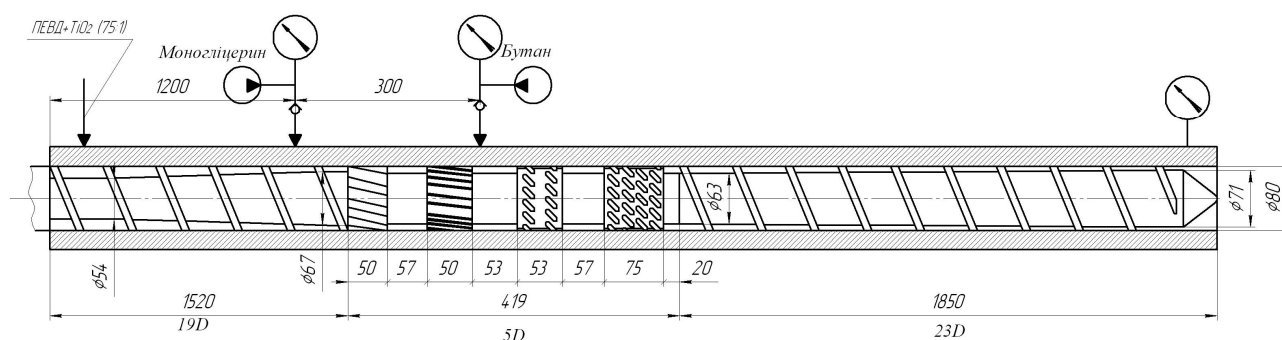


Рис. 5.1. Черв'як екструдера для одержання спіненого поліетилену із застосуванням вторинного полімеру

Для поліпшення якості виробів потрібно передбачити динамічні змішувальні елементи, розміри й конфігурація яких мають бути такими, щоб не відбувався надмірний перегрів за рахунок дисипативних тепловиділень.

Типові змішувальні елементи, що є простими у конструктивному виконанні та забезпечують задовільну якість змішування, наведено на рис. 5.2.

За результатами числового моделювання та практичного впровадження робочих органів екструдерів (ФОП Романюк, промислове підприємство «Rom-sar» м. Одеса; ТОВ «Металпласт», м.Одеса) доведено раціональність застосування декількох коротких змішувальних елементів типу шестерня розташованих у зоні гомогенізації. Таке оформлення робочих органів дозволяє здійснити якісне перемішування без значного перегрівання матеріалу. Задовільне застосування при одержанні спінених полімерів показали також черв'яки із багато-західною нарізкою, які забезпечують якісне змішування без різкого збільшення локальних температур у каналі (рис. 5.3), проте їх виготовлення пов'язане зі складним механічним обробленням.

Для забезпечення термостатування зони гомогенізації потрібно передбачити додаткове примусове охолодження корпусу й головки екструдера.

Під час проектування формувальних головок спінених полімерів потрібно враховувати збільшення розмірів виробу при спінюванні. Вимоги до оформлення каналу головок робочих органів наведено в праці [139]. Під час одержання екструдованих піновиробів великої товщини потрібно розбивати потік

розплаву на ряд окремих каналів, для забезпечення задовільного спінювання та дифузії спінювального агента назовні за аналогією з патентом [154].

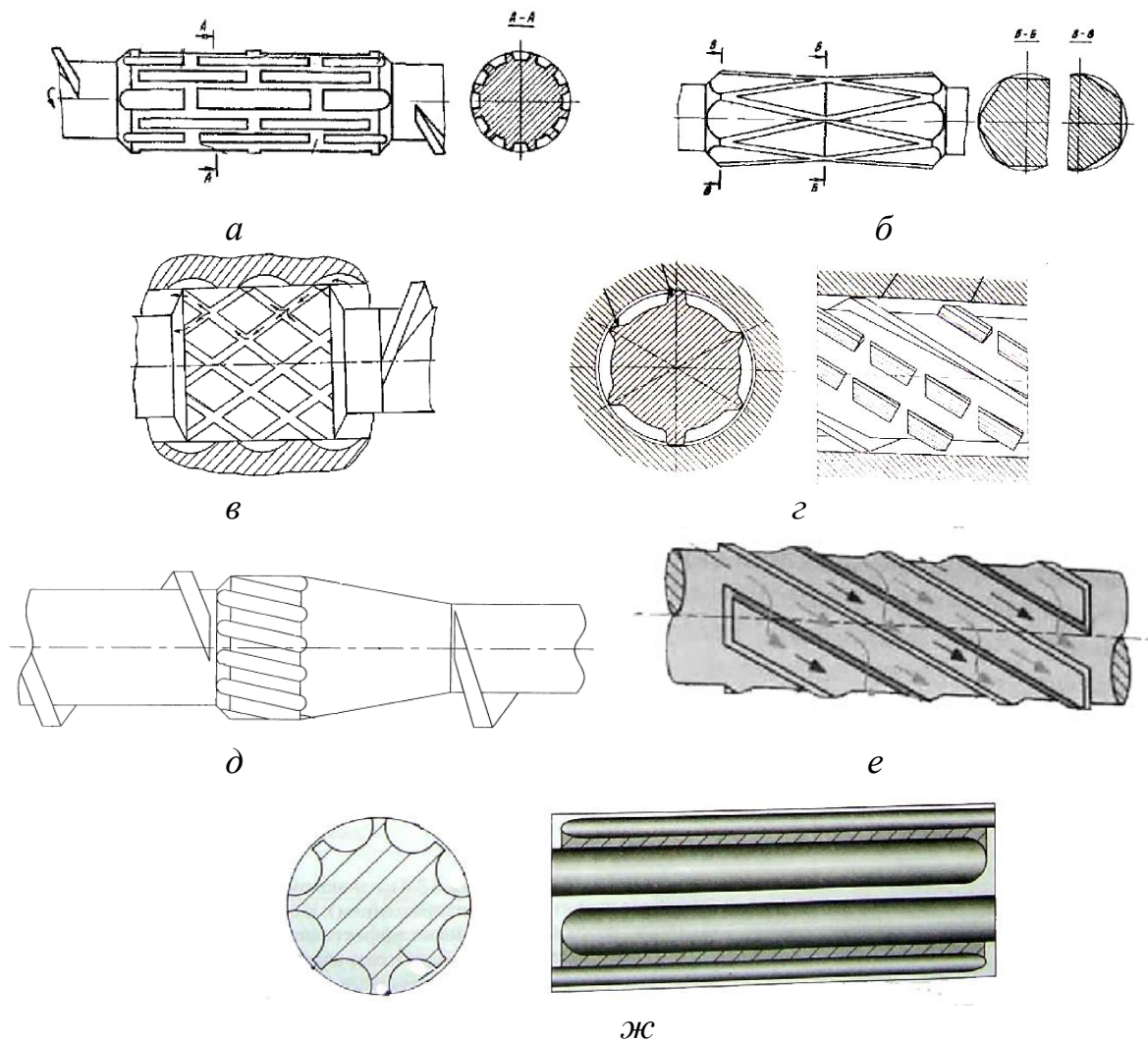


Рис. 5.2. Динамічні зсувні змішувальні елементи

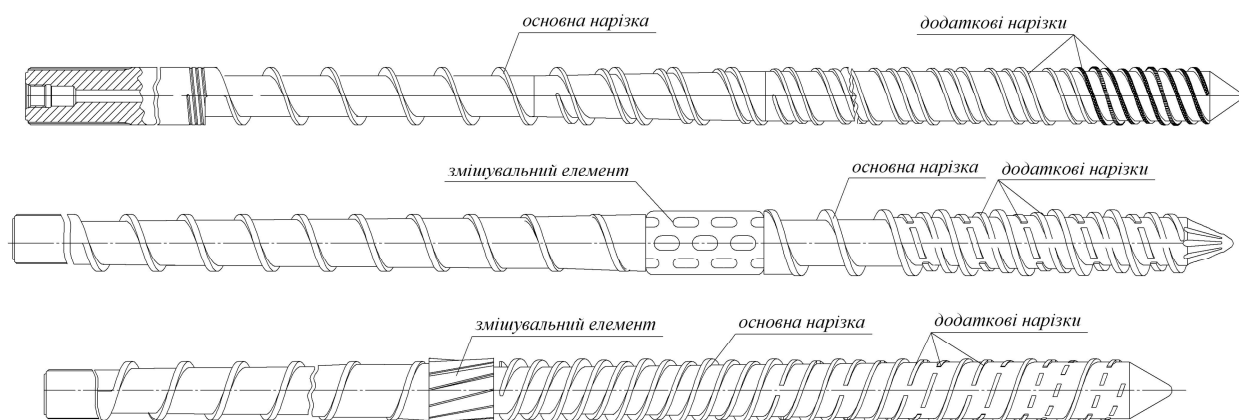


Рис. 5.3. Черв'яки екструдера для спінених полімерів з багатозахідними нарізками [155, 156].

Конфігурацію робочих органів і підбір технологічних параметрів процесу доцільно визначати для кожної конкретної композиції розплаву багатоваріантними розрахунками процесу.

У результаті проведених теоретичних і експериментальних досліджень розроблені конструктивні рішення для черв'ячних екструдерів та формувальних пристроїв для формування листових та профільних матеріалів кільцевого та круглого перерізу з термопластів, що підтверджено патентами [157–163] і відповідними актами впроваджень.

ВИСНОВКИ

У монографії наведено нове вирішення проблеми проектування екструдерів для виготовлення виробів із спінених полімерів розробленням математичних моделей окремих функціональних зон процесу екструзії і поєднання їх у єдину послідовність з метою створення алгоритму розрахунку процесу екструзії спінених полімерів. Для розв'язання цієї проблеми розроблена фізична модель процесу екструзії і на її основі сформульовано математичні моделі та алгоритми розрахунку процесів, що відбуваються у екструдері. Проведено експериментальні дослідження процесу екструзії, на основі яких визначена обмежна стадія і встановлені фактори, які мають найбільший вплив на процес і якість виробу. Розроблено алгоритм і програму розрахунку екструдера, виконано числове моделювання процесу. Проведено дослідження реологічних властивостей спінених полімерів, які потрібні для реалізації математичних моделей. Результати числового моделювання показали задовільну збіжність з експериментальними даними. За результатами досліджень створено робочі органи екструдера для виробництва спінених полімерів, які впроваджені у промисловість.

За результатами роботи можна сформулювати такі висновки.

1. Аналіз літературних джерел та експериментальні дослідження показали істотну відмінність процесів екструзії виробів із спінених полімерів порівняно зі звичайними полімерами. Так, наприклад, питома продуктивність (G/n) при виробництві спінених полімерів, за якої забезпечується потрібна якість, у 3,5–4,0 рази менша. У результаті аналізу розроблено фізичну модель процесу екструзії, відмінністю якої є потреба запобігання пароутворенню спінювального агента охолодженням зони змішування і підтримуванням потрібного рівня тиску в цій зоні, що досягається вибором відповідної геометрії черв'яка, частоти його обертання і температурного режиму перероблення.

2. Обґрунтовано потреба побудови моделі процесу екструзії як послідовності моделей зон подачі, плавлення і гомогенізації, що дозволяє врахувати їх взаємний вплив. На основі виконаних розрахунків встановлено, що існуючі моделі, розроблені для оберненої плоскопаралельної моделі черв'яка з обертовим циліндром і нерухомим черв'яком, не можуть бути використані для екструзії спінених полімерів, оскільки такі моделі не дозволяють реально описати умови теплообміну зі стінкою циліндра. Це пояснюється тим, що процеси, які відбуваються біля поверхні черв'яка, умовно переносяться до стінки циліндра.

3. Запропоновано нову математичну модель процесу екструзії з нерухомим циліндром і обертовим черв'яком, побудовану в циліндричній системі координат Лагранжа, у якій процес теплообміну розглядається у виділеному кільцевому об'ємі, рівному кроку нарізки, що рухається вздовж осі черв'яка, проходячи послідовно зони подачі, плавлення і гомогенізації. На її основі роз-

роблені математичні моделі зон подачі, плавлення і гомогенізації із врахуванням умов теплообміну з поверхнею циліндра і черв'яка і можливості врахування пароутворення спінювального агента в зоні гомогенізації.

4. Розроблено алгоритми і програми розрахунку зон подачі, плавлення і гомогенізації. Математично описані умови переходу однієї зони до іншої, із їх врахуванням створена програма розрахунку екструдера в цілому.

5. Експериментально встановлено існування граничного значення концентрації спінювального агента, що вводиться в екструдер, з точки зору якості готового виробу: подача більшої кількості спінювального агента, приводить до руйнування замкненої комірчастої структури пінополімеру та спричинює ускладнення технічного забезпечення процесу. Одержано теоретично обґрунтовані граничні значення концентрацій для типових спінювальних агентів: хладону *R11*, хладону *R22*; пентану та бутану, які дозволяють здійснювати підбір концентрації спінювального агента залежно від його типу та заданої густини спіненого виробу.

6. Визначено реологічні залежності для первинних та вторинних полімерів, а також для розчинів полімерів із спінювальними агентами, які враховують вплив на в'язкість температури та швидкостей зсуву. Встановлено, що в'язкість полімерної композиції, наповненої спінювальним агентом, більш чутлива до змін температурного режиму, ніж в'язкість ненаповненого полімеру. Так при зміні температури від 90 до 140 °C в'язкість звичайного поліетилену зменшується на 65 %, а для композиції поліетилену з хладоном *R22* (20 % мас.) – на 87 %. Одержано залежність визначення в'язкості композиції із урахуванням ступеня наповнення розплаву спінювальним агентом і впливу температури.

7. Виконано перевірку адекватності розробленої моделі процесу екструзії порівнянням геометрії реальних черв'яків з розрахованими значеннями, вихідними даними для розрахунків були параметри, визначені експериментально. Порівняння показало задовільну збіжність.

8. Одержано зразки спіnenих виробів теплоізоляційного призначення із використанням вторинної сировини (до 20 % мас.) з уявною густиною до 120 кг/м³ із задовільними споживчими та фізико-механічними властивостями. Встановлено, що під час перероблення вторинної сировини у спінені полімери потрібно введення спеціальних домішок: нуклезіатів (наприклад, TiO_2 до 1,1 % (мас.)), модифікаторів (наприклад моностеарату гліцерину до 7 % (мас.)) і стабілізаторів. Експериментально встановлено, що під час перероблення вторинного полімеру додавання у композицію лінійного поліетилену, підвищує міцність розплаву та забезпечує якісну структуру виробу. При цьому кількість вторинної сировини може бути збільшеною. Під час перероблення композицій із вторинним полістиролом міцність розплаву можна задовільно підвищити додаванням удароміцного полістиролу.

Додаток А

Результати експериментальних досліджень процесу екструзії спінених полімерів

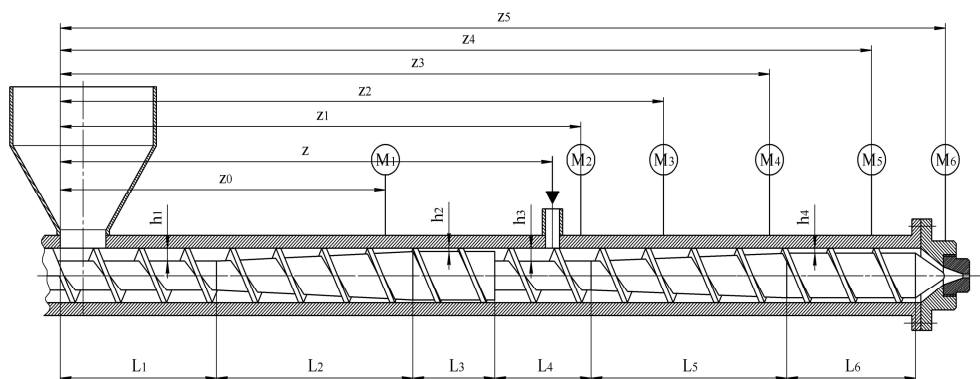


Рис. А.1. Конструктивна схема екструдера

Таблиця А.1

Геометричні характеристики черв'яків

| Параметр | | Розмірність | Тип черв'яка | |
|--|---------|-------------|--------------|-----------|
| | | | <i>I</i> | <i>II</i> |
| Діаметр черв'яка | | мм | 63 | 63 |
| Крок гвинтової нарізки | | мм | 63 | 63 |
| Ширина витка нарізки | | мм | 6 | 6 |
| Відношення довжини зони до діаметра черв'яка | L_1/D | — | 7 | 7 |
| | L_2/D | — | 4 | 4 |
| | L_3/D | — | 1 | 3 |
| | L_4/D | — | 6 | 5 |
| | L_5/D | — | 8 | 8 |
| | L_6/D | — | 6 | 5 |
| Відношення довжини черв'яка до діаметра | L/D | — | 32 | 32 |
| Координата введення спінювального агента | z/D | — | 16 | 16 |
| Глибина каналу черв'яка h_1 | | мм | 5 | 5 |
| Глибина каналу черв'яка h_2 | | мм | 1 | 1 |
| Глибина каналу черв'яка h_3 | | мм | 6 | 6 |
| Глибина каналу черв'яка h_4 | | мм | 1,8 | 2,4 |

Таблиця А.2

Розташування манометрів і термопар

| Параметр | z_0 | z_1 | z_2 | z_3 | z_4 | z_5 |
|----------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| L/D | 12 | 16 | 20 | 24 | 28 | 32 |

Таблиця А.3

Технологічні параметри процесу екструзії спінених виробів

| № | Частота обертання черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Сила тока $I, \text{А}$ | Тиск введення спінювального агента $p_x, \text{МПа}$ | Тиск, МПа | | | | | | Температура, °С | | | | | | Масова продуктивність $G, \text{кг/год}$ | Потужність уру- хомника $N, \text{кВт}$ |
|----|---|-------------------------------|---|-----------|-------|-------|-------|-------|-------|-----------------|-------|-------|-------|-------|-------|--|---|
| | | | | p_1 | p_2 | p_3 | p_4 | p_5 | p_6 | T_1 | T_2 | T_3 | T_4 | T_5 | T_6 | | |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
| 1 | 20 | 14 | - | 4,12 | 0,29 | 1,39 | 2,71 | 9,75 | 7,54 | 150 | 140 | 120 | 120 | 120 | 120 | 8,13 | 3,08 |
| 2 | 40 | 25 | те саме | 6,36 | 0,22 | 1,47 | 3,43 | 11,76 | 9,86 | " | " | " | " | " | " | 13,22 | 5,50 |
| 3 | 60 | 39 | " | 5,71 | 0,25 | 1,39 | 3,91 | 12,13 | 10,52 | " | " | " | " | " | " | 19,84 | 8,58 |
| 4 | 90 | 60 | " | 10,32 | 0,28 | 3,23 | 4,67 | 12,47 | 11,71 | " | " | " | " | " | " | 30,50 | 13,2 |
| 5 | 20 | 15 | 1,96 | 6,39 | 2,21 | 3,83 | 4,71 | 11,20 | 9,86 | 145 | 120 | 110 | 100 | 95 | 90 | 6,31 | 3,30 |
| 6 | 40 | 34 | те саме | 7,84 | 2,45 | 3,92 | 5,88 | 13,73 | 11,77 | " | " | " | " | " | " | 10,84 | 7,48 |
| 7 | 60 | 42 | " | 11,12 | 2,55 | 4,35 | 6,71 | 13,88 | 12,12 | " | " | " | " | " | " | 13,72 | 9,24 |
| 8 | 90* | 65 | " | 12,4 | 2,57 | 5,32 | 7,15 | 14,51 | 12,84 | " | " | " | " | " | " | 24,1 | 14,3 |
| 9 | 20 | 16 | 3,92 | 7,24 | 4,28 | 4,98 | 6,25 | 13,77 | 11,31 | 145 | 115 | 100 | 95 | 90 | 86 | 4,34 | 3,52 |
| 10 | 40 | 33 | те саме | 10,65 | 4,12 | 7,32 | 8,05 | 14,53 | 12,64 | " | " | " | " | " | " | 7,57 | 5,06 |
| 11 | 60 | 45 | " | 12,31 | 4,5 | 8,33 | 8,91 | 14,60 | 13,67 | " | " | " | " | " | " | 10,63 | 9,90 |
| 12 | 90* | 75 | " | 13,40 | 4,4 | 9,97 | 15,32 | 18,2 | 14,24 | " | " | " | " | " | " | 16,8 | 16,5 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм, тип II. Діаметр вихідного отвору формувальної головки – 4 мм.
2. * спостерігається втрата якості виробу: нестабільність геометричних розмірів, пульсації продуктивності, поверхня виробу шорстка, структура виробу нерівномірна з численними розривами комірчастої структури.

Таблиця А.4

Технологічні параметри процесу екструзії спінених виробів

| № | Частота обертання черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Сила тока $I, \text{А}$ | Тиск введення спінювального агента $p_x, \text{МПа}$ | Тиск, МПа | | | | | | Температура, °С | | | | | | Масова продуктивність $G, \text{кг/год}$ | Потужність уру- хомника $N, \text{кВт}$ |
|----|---|-------------------------------|---|-----------|-------|-------|-------|-------|-------|-----------------|-------|-------|-------|-------|-------|--|---|
| | | | | p_1 | p_2 | p_3 | p_4 | p_5 | p_6 | T_1 | T_2 | T_3 | T_4 | T_5 | T_6 | | |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
| 1 | 20 | 18 | - | 5,10 | 0,35 | 4,25 | 7,26 | 10,26 | 10,56 | 150 | 140 | 120 | 120 | 120 | 120 | 8,13 | 3,96 |
| 2 | 40 | 30 | те саме | 7,11 | 0,39 | 6,78 | 9,12 | 12,22 | 11,26 | " | " | " | " | " | " | 13,22 | 6,60 |
| 3 | 60 | 50 | " | 7,65 | 0,36 | 6,48 | 9,65 | 12,06 | 11,85 | " | " | " | " | " | " | 19,84 | 11,00 |
| 4 | 90 | 75 | " | 11,56 | 0,41 | 7,56 | 10,21 | 13,52 | 13,80 | " | " | " | " | " | " | 30,50 | 16,50 |
| 5 | 20 | 19 | 1,96 | 7,26 | 2,56 | 5,73 | 8,45 | 11,36 | 10,62 | 145 | 120 | 110 | 100 | 95 | 90 | 6,31 | 4,18 |
| 6 | 40 | 52 | те саме | 8,56 | 2,51 | 6,95 | 9,49 | 13,23 | 10,56 | " | " | " | " | " | " | 10,84 | 11,44 |
| 7 | 60 | 63 | " | 12,10 | 2,69 | 7,48 | 9,21 | 13,99 | 13,49 | " | " | " | " | " | " | 13,72 | 13,86 |
| 8 | 90* | 83 | " | 13,11 | 2,89 | 7,23 | 11,28 | 14,84 | 13,14 | " | " | " | " | " | " | 24,1 | 18,26 |
| 9 | 20 | 20 | 3,92 | 8,21 | 4,35 | 4,89 | 10,36 | 13,26 | 12,18 | 145 | 115 | 100 | 95 | 90 | 86 | 4,34 | 4,40 |
| 10 | 40 | 42 | те саме | 10,46 | 4,13 | 6,81 | 10,36 | 14,36 | 13,60 | " | " | " | " | " | " | 7,57 | 9,24 |
| 11 | 60 | 58 | " | 13,74 | 4,56 | 8,72 | 11,05 | 16,56 | 14,20 | " | " | " | " | " | " | 10,63 | 12,76 |
| 12 | 90* | 96 | " | 14,38 | 4,51 | 9,56 | 15,64 | 18,67 | 14,56 | " | " | " | " | " | " | 16,8 | 21,12 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм, тип II. Діаметр вихідного отвору формувальної головки – 2 мм.
2. * спостерігається втрата якості виробу: нестабільність геометричних розмірів, пульсації продуктивності, поверхня виробу шорстка, структура виробу нерівномірна з численними розривами комірчастої структури.

Додаток Б

Програма розрахунку екструзії спінених полімерів

Таблиця Б.1

Вихідні дані для розрахунку

| Параметр | Розмірність | Ідентифікатор | Значення |
|---|-------------------|---------------|----------|
| Параметри екструзії | | | |
| Діаметр черв'яка | мм | d | 63 |
| Діаметр отвору для охолодження черв'яка | мм | d1 | 0,03 |
| Діаметр осереддя черв'яка | мм | d2 | - |
| Діаметр зовнішньої стінки циліндра | мм | d4 | d+0,04 |
| Довжина охолоджуваної зони подачі | - | L0 | 4 D |
| Координата довжини черв'яка (див. рис. 4.2) | - | L1 | 7 D |
| Координата довжини черв'яка | - | L2 | 11 D |
| Координата довжини черв'яка | - | L3 | 14 D |
| Координата довжини черв'яка | - | L4 | 19 D |
| Координата довжини черв'яка | - | L5 | 27 D |
| Довжина черв'яка | - | L6 | 32 D |
| Опір формувальної головки | МПа | | 10 |
| Крок нарізки черв'яка | - | s | D |
| Ширина гребеня нарізки черв'яка | - | e | 0,1D |
| Теплопровідність матеріалу стінки циліндра | Вт/(м·К) | las | 20 |
| Мінімальна температура стінки на довжині L_3 | °C | tmin | 120 |
| Максимальна температура стінки на довжині L_3 | °C | tmax | 140 |
| Початкова температура води для охолодження корпусу циліндра | °C | tb | 20 |
| Продуктивність екструдера | кг/год | G | 20 |
| Частота обертання | хв ⁻¹ | n | 80 |
| Коефіцієнт глибини нарізки h_2 (для регулювання тиску) | - | eh | 0,95 |
| Коефіцієнт бічного тиску | - | kp | 1 |
| Коефіцієнт тертя полімеру об стінку | - | fs | 0,35 |
| Відношення коефіцієнтів тертя полімеру в зоні подачі | - | ff | 1,05 |
| Тепловий потік від черв'яка в зоні плавлення | Вт/м ² | qs | - |
| Тепловий потік від циліндра в зоні плавлення | Вт/м ² | qz | - |

Продовження табл. Б.1

| Параметр | | Розмірність | Ідентифікатор | Значення |
|--|--|-------------------|-------------------|----------|
| Характеристика матеріалу | | | | |
| Початкова температура гранул | | °C | tb | 20 |
| Температура плавлення полімеру | | °C | tp | 110 |
| Ентальпія твердого полімеру | | Дж/кг | ih | 44000 |
| Температури границь інтервалів апроксимованих функцій теплофізичних властивостей | | °C | ta1 | 100 |
| | | °C | ta2 | 110 |
| | | °C | ta3 | 119 |
| Характеристики розплаву полімеру | Визначальна температура в реологічній залежності | °C | t0 | 120 |
| | Коефіцієнт консистенції | - | k0 | 40600 |
| | Показник неньютонівської поведінки | - | nr | 0,3 |
| | Коефіцієнт температурної чутливості | - | bet | 0,00998 |
| Коефіцієнт еквівалентної теплопровідності | | - | lae | 1 |
| Характеристики розплаву суміші полімер-хладон | Визначальна температура в реологічній залежності | °C | t0f | 140 |
| | Коефіцієнт консистенції | - | k0f | 3478,8 |
| | Показник неньютонівської поведінки | - | nrf | 0,3928 |
| | Коефіцієнт температурної чутливості | - | betf | 0,04189 |
| Концентрація хладону R22 | | кг/кг | xf | 0,2 |
| Початкова температура хладону R22 | | °C | tf | 25 |
| Теплофізичні залежності розплаву полімеру | Ентальпія | Дж/кг | ip(t) | |
| | Коефіцієнт динамічної в'язкості | Па·с | m(j,t) | |
| | Густина | кг/м ³ | r1(t),...,r4(t) | |
| | Теплопровідність | Вт/(м·К) | la1(t),...,la4(t) | |
| | Масова теплоємність | Дж/(кг·К) | c1(t),...,c4(t) | |
| Насипна густина полімеру | | кг/м ³ | r0n(p) | |
| Теплофізичні залежності суміші полімер-хладон | Коефіцієнт динамічної в'язкості | Па·с | mf(j,t) | |
| | Густина | кг/м ³ | rf(t) | |
| | Теплопровідність | Вт/(м·К) | laf(t) | |
| | Масова теплоємність | Дж/(кг·К) | cf(t) | |

Програма розрахунку екструзії спінених полімерів

CLS

‘ Програма розрахунку черв’ячного екструдера

100 :

d = .063: d1 = .03: d3 = d: d4 = d + .04

l0 = 4 * d: l1 = 7 * d: l2 = 11 * d: l3 = 14 * d

l4 = 19 * d: l5 = 27 * d: l6 = 32 * d: h3 = .006

xf = .4: tf = 20: pg = 10

s = d: e = .1 * d: las = 20

tb = 20: tp = 110: tmin = 120: tmax = 140: tminf = 80: tmaxf = 80

ta1 = 100: ta2 = 110: ta3 = 119

gm = 20: n = 80: fs = .35: ff = 1.05: ih = 44000

kp = 1: eh = .95: tos = 20: alfs = 0

nr = .3: k0 = 40600: bet = .00998: t0 = 120: lae = 1

nrf = .3928: k0f = 3478.8: betf = .04189: t0f = 140

‘ Фізичні властивості перероблюваної маси

DEF fnr1 (t) = 942.15 - 1.656 * t + .02578 * t ^ 2 - .000191 * t ^ 3

DEF fnr2 (t) = 942.15 - 1.656 * t + .02578 * t ^ 2 - .000191 * t ^ 3

DEF fnr3 (t) = 860.2 - .4621 * t

DEF fnr4 (t) = 860.2 - .4621 * t

DEF fnc1 (t) = 2366 - 46.8 * t + 2.65 * t ^ 2 - .0417 * t ^ 3 + .000222 * t ^ 4

DEF fnc2 (t) = 26130 - 585.5 * t - 1.013 * t ^ 2 + .0471 * t ^ 3

DEF fnc3 (t) = 135500 - 1129 * t

DEF fnc4 (t) = 2200

DEF fnla1 (t) = .3087 - .001536 * t + 3.143E-05 * t ^ 2 - 2.162E-07 * t ^ 3

DEF fnla2 (t) = .1993 + .0001947 * t - 4.202E-07 * t ^ 2

DEF fnla3 (t) = .1993 + .0001947 * t - 4.202E-07 * t ^ 2

DEF fnla4 (t) = .1993 + .0001947 * t - 4.202E-07 * t ^ 2

DEF fnip (t) = 388000 + 2350 * (t - 110)

DEF fnm (j, t) = 40600 * ABS(j) ^ (-.7) * EXP(-.00998 * (t - 120))

DEF fnron (p) = 600 * EXP(.0053 * p)

DEF fntz (l) = tmin + (tmax - tmin) * (l - l0) / (l3 - l0)

DEF fnrf (t) = 100

DEF fncf (t) = 2500

DEF fnlaf (t) = .3

DEF fnrpf (p) = 186890

DEF fnmf (j, t) = 3478.8 * ABS(j) ^ (.3928 - 1) * EXP(-.04189 * (t - 140))

DEF fntzf (l) = tminf + (tmaxf - tminf) * (l - l0) / (l6 - l0)

PRINT " Результати розрахунку екструдера"

PRINT

mn = 20: m4 = mn + 1: mm = 40: dl = .002: jl = INT(l0 / dl) + 1

DIM pp(jl), qs(jl), qz(jl)

DIM s(mn + 1, mm + 1), t(mn + 1, mm + 1)

DIM p(mm + 1), q(mm + 1)

```

DIM la(mn + 1, mm + 1), c(mn + 1, mm + 1), ro(mn + 1, mm + 1)
DIM qv(mn + 1, mm + 1)
DIM qv1(m4), t1(m4), s1(m4), p1(m4), q1(m4), tf(m4), sf(m4), t2(m4)
DIM ro1(m4), c1(m4), la1(m4), ga(m4), mj1(m4), gax(m4), gaz(m4)

```

```

gy = gm / (3600 * n / 60): h = .004: du = .0001: ro = .6 * fnr1(tb)

```

```

f = ATN(s / (3.14 * d)): b = (s - e) * COS(f)

```

```

nd = 0: nds = 0: ndz = 0: p2 = 2: n1 = 1 / nr

```

```

‘Визначення питомої продуктивності

```

```

2 : h = h + du: a1 = (d - 2 * h) / d: w = 0: dw = .1

```

```

a2 = (3.14 / 4 * (d ^ 2 - (d - 2 * h) ^ 2) - e * h / TAN(f))

```

```

a2 = a2 * 3.14 * d * TAN(f)

```

```

3 : w = w + dw

```

```

w1 = ATN(1 / fs - a1 / (ff * fs * COS(w + f))) - f

```

```

IF w1 < 0 THEN 2

```

```

w1 = w1 - w: ee = ABS(w1)

```

```

IF ee < .001 THEN 4

```

```

IF w1 > 0 THEN 3

```

```

w = w - dw: dw = dw / 3

```

```

GOTO 3

```

```

4 : gw = a2 * ro * TAN(w) / (TAN(f) + TAN(w))

```

```

IF gw < gy THEN 2

```

```

h1 = h

```

```

‘Розрахунок процесу подачі

```

```

v = 3.14 * (d - 2 * h) * n / 60: vx = v * SIN(f): vz = v * COS(f)

```

```

fb = (3.14 / 4 * (d ^ 2 - (d - 2 * h) ^ 2) - e * h / TAN(f))

```

```

fb = fb * 3.14 * d * TAN(f): p = p2: p3 = p2

```

```

233 : FOR i = jl TO 0 STEP -1

```

```

pp(i) = p: ro = fnron(pp(i))

```

```

w = ATN(TAN(f) * gy / (fb * ro - gy))

```

```

pe = 3.14 * d * fs * ff * kp * dl / (b * h)

```

```

p = p * EXP(-pe * (COS(w + f) - fs * SIN(w + f) - 1 / ff * a1))

```

```

qs(i) = 1000000! * v * SIN(w) / (SIN(w + f)) * p * fs

```

```

qz(i) = 1000000! * v * SIN(f) / (SIN(w + f)) * p * fs * ff

```

```

NEXT i

```

```

IF pp(0) < .1 THEN 232

```

```

p2 = p2 - .1: p = p2: p3 = p2: GOTO 233

```

```

232 : p = pp(jl): l = 0: ck = 0

```

```

1 : l = l + dl: ck = ck + 1

```

```

520 : nds = nds + qs(ck) * 3.14 * (d - 2 * h) * dl

```

```

ndz = ndz + qz(ck) * 3.14 * d * dl: nd = nds + ndz

```

```

IF l < l0 THEN 1

```

```

‘Вихідні дані процесу плавлення

```

```

hh = 1000 * h

```

```

g = gm / 3600: jj = 0: rm = fnr4(1.05 * ta3): l = l0

```

```

dl = s: dz = (s - e) / mm: m1m = 1: zcz = INT(l0 / dl + .0001)

```

```

x1 = s - e: b1 = x1: des = .0001: dez = .0001

```

```

tcs = tp: tcz = tp: zz = 0
h2 = 2 * eh * g / (fnr1(tb) * b * vz)
FOR j = 0 TO m1m
FOR i = 0 TO mn
t(i, j) = tp: s(i, j) = tp
NEXT i
NEXT j
FOR j = m1m + 1 TO mm
FOR i = 0 TO mn
t(i, j) = tb: s(i, j) = tb
NEXT i
NEXT j

```

```

7 : l = l + dl: tz = fntz(l): zcz = zcz + 1

```

```

IF l < l1 THEN 21
IF l < l2 THEN 22
h = h2: GOTO 103
21 : h = h1: GOTO 103
22 : h = h1 - (h1 - h2) * (l - l1) / (l2 - l1)

```

‘Розрахунок процесу плавлення

```

103 : v = 3.14 * (d - 2 * h) * n / 60: vx = v * SIN(f): vyz = v * COS(f)
vl = g / (rm * (3.14 / 4 * (d ^ 2 - (d - 2 * h) ^ 2) - e * h / TAN(f)))
w = 0: dw = .1: r1 = (d - 2 * h) / 2: r2 = d / 2: dr = (r1 - r2) / mn
‘Vuznatshennja kyta w i komponent schvudkosti
101 : w = w + dw: w1 = ATN(vl * (TAN(w) + TAN(f)) / (v * TAN(f)))
ep = w - w1: eps = ABS(ep)
IF eps < .01 THEN 102
IF ep < 0 THEN 101
w = w - dw: dw = dw / 3: GOTO 101
102 : vzz = vl / SIN(w): vss = (v ^ 2 + vzz ^ 2 - 2 * v * vzz * COS(w)) ^ .5
‘Розрахунок теплофізичних властивостей
10 : IF tcs < ta1 THEN 401
IF tcs < ta2 THEN 402
IF tcs < ta3 THEN 403
rs = fnr4(tcs): las = fnla4(tcs): GOTO 404
401 : rs = fnr1(tcs): las = fnla1(tcs): GOTO 404
402 : rs = fnr2(tcs): las = fnla2(tcs): GOTO 404
403 : rs = fnr3(tcs): las = fnla3(tcs)
404 : IF tcz < ta1 THEN 901
IF tcz < ta2 THEN 902
IF tcz < ta3 THEN 903
rz = fnr4(tcz): laz = fnla4(tcz): GOTO 904
901 : rz = fnr1(tcz): laz = fnla1(tcz): GOTO 904
902 : rz = fnr2(tcz): laz = fnla2(tcz): GOTO 904
903 : rz = fnr3(tcz): laz = fnla3(tcz)

```

```

‘Rozrachunok vjazkosti
904 : ms = fnm(vss / des, tcs): mz = fnm(vzz / dez, tcz)
‘Обчислення товщини плівок
qs = alfs * (tos - tcts)
qz = laz * (tz - tp) / dez - mz * vzz ^ 2 / (2 * dez)
cc = fnip(tp) - ih: xx = rs * vss * TAN(f) / (x1 * COS(f)) * cc
des1 = (qs + (ABS(qs) ^ 2 + 2 * xx * ms * vss ^ 2) ^ .5) / xx
ep1 = ABS(des - des1) / des1: des = des1
xx = rz * vzz * SIN(w + f) / (x1 * COS(f)) * cc
dez1 = (qz + (ABS(qz) ^ 2 + 2 * xx * mz * vzz ^ 2) ^ .5) / xx
ep2 = ABS(dez - dez1) / dez1: dez = dez1
IF ep1 > .01 THEN 904
IF ep2 > .01 THEN 904
‘Обчислення температур плівок
tcs1 = tp + ms * vss ^ 2 / (3 * las) + qs * des / (2 * las)
ep1 = ABS(tcs - tcs1) / tcs1: tcs = tcs1
tcz1 = tp + mz * vzz ^ 2 / (3 * laz) + qz * dez / (2 * laz)
ep2 = ABS(tcz - tcz1) / tcz1: tcz = tcz1
IF ep1 > .01 THEN 10
IF ep2 > .01 THEN 10
‘Обчислення витрат розплаву та тиску
gps = rs * vss / 2 * des * TAN(f) * dl / SIN(f)
gpz = rz * vzz / 2 * dez * SIN(w + f) * dl / SIN(f)
dg = gps + gpz: gp = gp + dg
vzt = g / (ro * b * h1)
‘ rrm = (rs + rz) / 2
‘ vj = (vx ^ 2 + (vz - vzt) ^ 2) ^ .5
‘ ff = rrm * vx * (laz * (tz - tp) + mz * vj ^ 2 / 2)
‘ ff = (ff / (2 * fnip(tp) - ih)) ^ .5
‘ x2 = x1 * (1 - ff * dl / SIN(f) / (2 * ro * vzt * h * x1 ^ .5)) ^ 2
x2 = (g - gp) / (ro * h * vzt)
IF x2 < 0 THEN x2 = 0
x1 = x2: m1m = INT((b1 - x1) / dz): IF m1m > mm THEN m1m = mm: z1 = 0
‘ Обчислення температурних полів
12 : z1 = z1 + 1: ep = 0: r = r1: dr = (r2 - r1) / mn: rm = 0
‘Розрахунок теплофізичних властивостей
FOR j = 0 TO mm
FOR i = 0 TO mn
IF s(i, j) < ta1 THEN 801
IF s(i, j) < ta2 THEN 802
IF s(i, j) < ta3 THEN 803
la(i, j) = fnla4(s(i, j))
c(i, j) = fnc4(s(i, j)): ro(i, j) = fnr4(s(i, j)): GOTO 804
801 : la(i, j) = fnla1(s(i, j))
c(i, j) = fnc1(s(i, j)): ro(i, j) = fnr1(s(i, j)): GOTO 804
802 : la(i, j) = fnla2(s(i, j))
c(i, j) = fnc2(s(i, j)): ro(i, j) = fnr2(s(i, j)): GOTO 804
803 : la(i, j) = fnla3(s(i, j))

```

```

c(i, j) = fnc3(s(i, j)): ro(i, j) = fnr3(s(i, j))
804 : rm = rm + ro(i, j)
NEXT i
NEXT j
rm = rm / ((mn + 1) * (mm + 1))
‘Обчислення швидкості зсуву і внутрішніх джерел
FOR j = 0 TO m1m
r = r1: psix = 0: e0x = 0: de0x = .1
1101 : e0x = e0x + de0x
e01 = psix * ((1 - e0x) ^ (n1 + 1) - ABS(e0x) ^ (n1 + 1))
e01 = (1 - e0x) ^ (n1 + 2) + e0x ^ (n1 + 2) - e01
e01 = (e01 / (n1 + 2)) ^ (1 / (n1 + 1))
eps = e01 - e0x: ep = ABS(eps)
IF ep < .00001 THEN 1102
IF eps > 0 THEN 1101
e0x = e0x - de0x: de0x = de0x / 3
GOTO 1101
1102 : et = 0: det = 1 / mn: jg = mn: y = 0: dy = h / mn
FOR i = 0 TO mn
IF i < i2 THEN 771
ga = v / h: GOTO 772
771 :
    gax = vx / (ABS(1 - e0x) ^ (n1 + 1) - ABS(e0x) ^ (n1 + 1))
    gax = gax * (n1 + 1) * ABS(et - e0x) ^ n1 / h: et = et + det
    gaz = vz / h
    ‘gax = 2 * vx * (1 - 3 * y / h) / h
    ‘gaz = vz / h - 6 / (h ^ 3) * (vz * h / 2 - g / (b * rm)) * (h - 2 * y)
    y = y + dy
    ga = (gax ^ 2 + gaz ^ 2) ^ .5
772 :
IF s(jg, j) < tp THEN saa = tp ELSE saa = s(jg, j)
mj1 = fnm(ga, saa)
qv(jg, j) = mj1 * ga ^ 2: jg = jg - 1
NEXT i
NEXT j

‘Прогонка по координаті r
r = r1
FOR j = 0 TO mm
s(mn, j) = tz: p(0) = 0
IF j < m1m - 1 THEN q(0) = s(1, j) ELSE q(0) = tp
s(0, j) = q(0)
FOR i = 1 TO mn - 1
r = r + dr
la1 = (la(i, j) + la(i - 1, j)) / 2: la2 = (la(i, j) + la(i + 1, j)) / 2:
e1 = 1 / (dr ^ 2) * la2 + la(i, j) / (2 * dr * r)
e2 = (la2 * 1 / (dr ^ 2) - la(i, j) / (2 * r * dr)) * q(i - 1)
e2 = e2 + ro(i, j) * c(i, j) * v1 / dl * t(i, j) + qv(i, j)

```



```

ee = ro(i, j) * c(i, j) * vl / dl + (la1 + la2) / (dr ^ 2)
ee = ee + (la(i, j) / (r * 2 * dr) - la1 / (dr ^ 2)) * p(i - 1)
p(i) = e1 / ee: q(i) = e2 / ee
NEXT i
FOR i = mn - 1 TO 1 STEP -1
s11 = p(i) * s(i + 1, j) + q(i)
eps = ABS(s(i, j) - s11) / s11: s(i, j) = s11
IF eps > ep THEN ep = eps
NEXT i
r = r1
NEXT j

IF z1 = 15 THEN 209
IF ep > .001 THEN 12
‘Переіндексація температур
209 : z1 = 0: tcp = 0
FOR j = 0 TO m1m
FOR i = 0 TO mn
t(i, j) = s(i, j)
IF t(i, j) < tp THEN t(i, j) = tp
tcp = tcp + t(i, j)
NEXT i
NEXT j
FOR j = m1m + 1 TO mm
FOR i = 0 TO mn
t(i, j) = s(i, j): tcp = tcp + t(i, j)
NEXT i
NEXT j
tcp = tcp / ((mn + 1) * (mm + 1))
‘Усереднення температур по Z
FOR i = 0 TO mn
s1(i) = 0
FOR j = 0 TO mm
s1(i) = s1(i) + s(i, j)
NEXT j
s1(i) = s1(i) / (mm + 1): t1(i) = s1(i)
NEXT i
‘Обчислення потужності і тиску
dnb = 0
FOR j = 0 TO mm
ddnb = la(mn, j) * (s(mn, j) - s(mn - 1, j)) / dr * 3.14 * d * dz
dnb = dnb + ddnb
NEXT j
dnz = mz * (vzz / dez) ^ 2 * dez * x2 * b
dns = ms * (vss / des) ^ 2 * des * x2 * b
a8 = 2 * 3.14 * dr * dz / COS(f): dqv = 0
FOR j = 0 TO m1m
r = r1

```

```

FOR i = 0 TO mn - 1
dqv = dqv + qv(i, j) * a8 * r
r = r + dr
NEXT i
NEXT j
nd = nd + dns + dnz + dqv
dnd = dns + dnz + dqv
mcj = (ms + mz) / 2
sp = .000001 * 12 * mcj * dl / SIN(f) / (h ^ 3)
sp = sp * (vz * h / 2 - g / (rm * b))
p = p + sp

‘Виведення результатів для зони плавлення
PRINT
nq = .001 * nd: ndn = .001 * dnd
nbn = .001 * دنب: hhh = 1000 * h: xx2 = x2 / b1
PRINT USING "z=## p=###.# tc=#### dnd=##.### "; zcz; p; tcp; ndn;
PRINT USING " دنب=##.### nd=###.## h=##.### x2/b=.#####"; nbn; nq; hhh; xx2
  FOR j = 0 TO mm STEP mm / 10
  FOR i = 0 TO mn STEP mn / 10
  PRINT USING " ####.# #### #### #### #### #### #### #### ####.##"; s(i, j);
  NEXT i
  PRINT
  NEXT j
  PRINT
FOR i = 0 TO mn STEP mn / 10
PRINT USING " ####.# "; s1(i);
NEXT i
IF l > l3 THEN 911
IF gp < .95 * g THEN 7
‘ Перша зона гомогенізації
tc = tcp: ck = 0: r1 = d1 / 2: r3 = d / 2: r4 = d4 / 2: dl = s
222 : l = l + dl: ck = ck + 1: zcz = zcz + 1: tz = fntz(l)
IF l < l1 THEN 211
IF l < l2 THEN 311
h = h2: GOTO 41
211 : h = h1: GOTO 41
311 : h = h1 - (h1 - h2) / (l2 - l1) * (l - l1)
‘ Обчислення швидкості зсуву
41 : v = 3.14 * (d - 2 * h) * n / 60: vx = v * SIN(f): vz = v * COS(f)
vl = gm / (3600 * rm * 3.14 / 4 * (d ^ 2 - (d - 2 * h) ^ 2) - e * h / TAN(f))
r2 = (d - 2 * h) / 2: dr2 = (r3 - r2) / mn: psix = 0: e0x = 0: de0x = .1
1001 : e0x = e0x + de0x
e01 = psix * ((1 - e0x) ^ (n1 + 1) - ABS(e0x) ^ (n1 + 1))
e01 = (1 - e0x) ^ (n1 + 2) + e0x ^ (n1 + 2) - e01
e01 = (e01 / (n1 + 2)) ^ (1 / (n1 + 1))
eps = e01 - e0x: ep = ABS(eps)
IF ep < .00001 THEN 1002

```

```

IF eps > 0 THEN 1001
e0x = e0x - de0x: de0x = de0x / 3
GOTO 1001
1002 : et = 0: det = 1 / mn: y = 0: dy = h / mn: j = mn
FOR i = 0 TO mn
IF 1 < l2 THEN 321
ga(j) = v / h: GOTO 322
321 :
gax = vx / (ABS(1 - e0x) ^ (n1 + 1) - ABS(e0x) ^ (n1 + 1))
gax = gax * (n1 + 1) * ABS(et - e0x) ^ n1 / h: et = et + det
gaz = vz / h - 6 / (h ^ 3) * (vz * h / 2 - g / (b * rm)) * (h - 2 * y)
y = y + dy: ga(j) = (gax ^ 2 + gaz ^ 2) ^ .5
322 :
j = j - 1
NEXT i
8 : jj = 0: js = 0
81 : eps = 0: jj = jj + 1: cm = 0: mc = 0: rm = 0
‘Визначення теплофізичних властивостей і внутрішніх джерел
FOR i = 0 TO mn
IF s1(i) < ta1 THEN 301
IF s1(i) < ta2 THEN 302
IF s1(i) < ta3 THEN 303
rol(i) = fnr4(s1(i)): c1(i) = fnc4(s1(i)): la1(i) = fnla4(s1(i)): GOTO 304
301 : rol(i) = fnr1(s1(i)): c1(i) = fnc1(s1(i)): la1(i) = fnla1(s1(i)): GOTO 304
302 : rol(i) = fnr2(s1(i)): c1(i) = fnc2(s1(i)): la1(i) = fnla2(s1(i)): GOTO 304
303 : rol(i) = fnr3(s1(i)): c1(i) = fnc3(s1(i)): la1(i) = fnla3(s1(i))
304 : la1(i) = la1(i) * lae
IF ga(i) = 0 THEN ga(i) = .1
IF s1(i) < tp THEN ssa = tp ELSE ssa = s1(i)
mj1(i) = fnm(ga(i), ssa): mc = mc + mj1(i)
qv1(i) = fnm(ga(i), ssa) * ga(i) ^ 2
cm = cm + c1(i): rm = rm + rol(i):
NEXT i
cm = cm / (mn + 1): mc = mc / (mn + 1): rm = rm / (mn + 1)
‘Прогонка по r і визначення температур
p1(0) = 0: q1(0) = s1(1): s1(0) = s1(1): s1(mn) = tz
rt = r2
FOR i = 1 TO mn - 1
rt = rt + dr2
la1 = (la1(i) + la1(i - 1)) / 2: la2 = (la1(i) + la1(i + 1)) / 2:
e1 = 1 / (dr2 ^ 2) * la2 + la1(i) / (2 * dr2 * rt)
e2 = (la2 * 1 / (dr2 ^ 2) - la1(i) / (2 * rt * dr2)) * q1(i - 1)
e2 = e2 + rol(i) * c1(i) * vl / dl * t1(i) + qv1(i)
ee = rol(i) * c1(i) * vl / dl + (la1 + la2) / (dr2 ^ 2)
ee = ee + (la1(i) / (rt * 2 * dr2) - la1 / (dr2 ^ 2)) * p1(i - 1)
p1(i) = e1 / ee: q1(i) = e2 / ee
NEXT i
510 : FOR i = mn - 1 TO 0 STEP -1

```

```

ss = p1(i) * s1(i + 1) + q1(i)
ep = ABS(ss - s1(i)) / ss: s1(i) = ss
IF ep > eps THEN eps = ep
NEXT i
IF jj < 20 THEN 235
jj = 0: GOTO 17
235 : IF eps > .00001 THEN 81
' Визначення тиску
17 :
IF l < l2 THEN 431
sp = -.000001 * 12 * mcj * dl * g / (h ^ 3 * 3.14 * d * rm)
GOTO 432
431 :
sp = .000001 * 12 * mcj * dl / (SIN(f) * h ^ 3) * (vz * h / 2 - g / (b * rm))
432 : p = p + sp
' Розрахунок потужності і перерахунок температур (закінчення плавлення)
a8 = 2 * 3.14 * dr2 * dl / COS(f): dnd = 0
rt = r2
FOR i = 0 TO mn - 1
dnd = dnd + qv1(i) * a8 * rt
rt = rt + dr2
NEXT i
dnb = la1(mn) * (s1(mn) - s1(mn - 1)) / dr2 * 3.14 * d * dl
m5 = .001 * dnb
nd = nd + dnd: tc = 0
dg = .5 * dnd / (fnip(tp) - ih): gp = gp + dg: dtg = .5 * dnd / (g * cm)
FOR i = 0 TO mn
t1(i) = s1(i)
IF gp < .95 * g THEN t1(i) = t1(i) - dtg ELSE t1(i) = t1(i)
tc = tc + t1(i)
NEXT i
tc = tc / (mn + 1): n6 = .001 * dnd: ndv = .001 * nd: hhh = 1000 * h
' Виведення результатів зони до введення пороутворюючої добавки
PRINT
PRINT USING "z=## p=####.# tc=#### dnd=##.###"; zcz; p; tc; n6;
PRINT USING " dnb=####.### nd=####.## h=##.###"; m5; ndv; hhh
FOR i = 0 TO mn STEP mn / 10
PRINT USING " ###.# "; t1(i);
NEXT i
IF l < l3 - .1 * s THEN 222 ELSE 737
911 : STOP
PRINT
'
      Розрахунок другої зони гомогенізації
737 : zcz1 = zcz
701 : gf = xf * g: jjf = 0
jf = 0: cc = 0: rr = 0: nd1 = nd
FOR i = 0 TO mn:
cc = cc + c1(i): rr = rr + ro1(i)

```

```

NEXT i
cc = cc / (mn + 1): cf = fncf(tf)
rr = rr / (mn + 1): rf = fnrf(tf): rm = rf * xf + rr * (1 - xf)
h4 = (g + gf) / (rm * b * vz): dh = .25 * h4: h4 = h4 - dh
tc = tc - (g - gp) * (fnip(tp) - ih) / (gp * cc)
tfl = (g * cc * tc + gf * cf * tf) / (gf * cf + g * cc): jf = 0
702 : h4 = h4 + dh: jkj = jkj + 1
l = l3: zcz = zcz1: p = 0: nd = nd1
n1 = 1 / nrf: k0 = k0f: bet = betf: t0 = t0f
FOR i = 0 TO mn
tf(i) = tfl: sf(i) = tfl
NEXT i
703 : l = l + dl: tz = fntzf(l): zcz = zcz + 1
IF l < l4 THEN GOTO 703
IF l < l5 THEN h = h3 - (h3 - h4) * (l - l4) / (l5 - l4) ELSE h = h4
v = 3.14 * (d - 2 * h) * n / 60: vx = v * SIN(f): vz = v * COS(f)
v1 = (g + gf) / (rm * 3.14 / 4 * (d ^ 2 - (d - 2 * h) ^ 2) - e * h / TAN(f))
r2 = (d - 2 * h) / 2: dr2 = (r3 - r2) / mn
‘ Розрахунок швидкості зсуву
psix = 0: e0x = 0: de0x = .1
3001 : e0x = e0x + de0x
e01 = psix * ((1 - e0x) ^ (n1 + 1) - ABS(e0x) ^ (n1 + 1))
e01 = (1 - e0x) ^ (n1 + 2) + e0x ^ (n1 + 2) - e01
e01 = (e01 / (n1 + 2)) ^ (1 / (n1 + 1))
eps = e01 - e0x: ep = ABS(eps)
IF ep < .00001 THEN 3002
IF eps > 0 THEN 3001
e0x = e0x - de0x: de0x = de0x / 3
GOTO 3001
3002 : et = 0: det = 1 / mn: y = 0: dy = h / mn: j = mn
FOR i = 0 TO mn
gax = vx / (ABS(1 - e0x) ^ (n1 + 1) - ABS(e0x) ^ (n1 + 1))
gax = gax * (n1 + 1) * ABS(et - e0x) ^ n1 / h
et = et + det
g11 = 6 / (h ^ 3) * (vz * h / 2 - (g + gf) / (b * rm)) * (h - 2 * y)
gaz = vz / h - g11: y = y + dy
ga(j) = (gax ^ 2 + gaz ^ 2) ^ .5
j = j - 1
NEXT i
800 : jj = 0: js = 0
‘ Визначення теплофізичних властивостей і внутрішніх джерел
810 : eps = 0: jj = jj + 1: mc = 0: rm = 0: cm = 0
FOR i = 0 TO mn
IF sf(i) < ta1 THEN 1301
IF sf(i) < ta2 THEN 1302
IF sf(i) < ta3 THEN 1303
ro1(i) = (1 - xf) * fnr4(sf(i)) + fnrf(sf(i)) * xf
c1(i) = (1 - xf) * fnc4(sf(i)) + fncf(sf(i)) * xf

```

```

la1(i) = (1 - xf) * fnla4(sf(i)) + fnlaf(sf(i)) * xf: GOTO 1304
1301 : ro1(i) = (1 - xf) * fnr1(sf(i)) + fnrf(sf(i)) * xf
c1(i) = (1 - xf) * fnc1(sf(i)) + fncf(sf(i)) * xf
la1(i) = (1 - xf) * fnla1(sf(i)) + fnlaf(sf(i)) * xf: GOTO 1304
1302 : ro1(i) = (1 - xf) * fnr2(sf(i)) + fnrf(sf(i)) * xf
c1(i) = (1 - xf) * fnc2(sf(i)) + fncf(sf(i)) * xf
la1(i) = (1 - xf) * fnla2(sf(i)) + fnlaf(sf(i)) * xf: GOTO 1304
1303 : ro1(i) = (1 - xf) * fnr3(sf(i)) + fnrf(sf(i)) * xf
c1(i) = (1 - xf) * fnc3(sf(i)) + fncf(sf(i)) * xf
la1(i) = (1 - xf) * fnla3(sf(i)) + fnlaf(sf(i)) * xf
1304 : la1(i) = la1(i) * lae
qv1(i) = fnmf(ga(i), sf(i)) * ga(i) ^ 2
mc = mc + fnmf(ga(i), sf(i)): rm = rm + ro1(i): cm = cm + c1(i)
NEXT i
mc = mc / (mn + 1): rm = rm / (mn + 1): cm = cm / (mn + 1)
‘ Розрахунок температурних полів
p1(0) = 0: q1(0) = sf(1): sf(0) = sf(1): sf(mn) = tz: rt = r2
FOR i = 1 TO mn - 1
rt = rt + dr2
la1 = (la1(i) + la1(i - 1)) / 2: la2 = (la1(i) + la1(i + 1)) / 2:
e1 = 1 / (dr2 ^ 2) * la2 + la1(i) / (2 * dr2 * rt)
e2 = (la2 * 1 / (dr2 ^ 2) - la1(i) / (2 * rt * dr2)) * q1(i - 1)
e2 = e2 + ro1(i) * c1(i) * vl / dl * tf(i) + qv1(i)
ee = ro1(i) * c1(i) * vl / dl + (la1 + la2) / (dr2 ^ 2)
ee = ee + (la1(i) / (rt * 2 * dr2) - la1 / (dr2 ^ 2)) * p1(i - 1)
p1(i) = e1 / ee: q1(i) = e2 / ee
NEXT i
FOR i = mn - 1 TO 0 STEP -1
ss = p1(i) * sf(i + 1) + q1(i): ep = ABS(ss - sf(i)) / ss: sf(i) = ss
IF ep > eps THEN eps = ep
NEXT i
IF jj < 20 THEN 1235
jj = 0: GOTO 117
1235 : IF eps > .00001 THEN 810
‘ Розрахунок тиску
117 :
a = (g + gf) / (rm * b): dz = dl / SIN(f)
sp = .000001 * 12 * mc * dz / (h ^ 3) * (vz * h / 2 - a)
p = p + sp
‘ Розрахунок потужності
a8 = 2 * 3.14 * dl * dr2 / COS(f): rt = r2: dnd = 0
FOR i = 0 TO mn - 1
dnd = dnd + qv1(i) * a8 * rt
rt = rt + dr2
NEXT i
nd = nd + dnd
dnb = la1(mn) * (sf(mn) - sf(mn - 1)) / dr2 * 3.14 * d * dl
m5 = .001 * dnb

```

```

‘ Переіндексація і перерахунок температур
tc = 0
FOR i = 0 TO mn
tf(i) = sf(i): tc = tc + sf(i)
t2(i) = tf(i) - xf * fnrpf(p) / cm
NEXT i
tc = tc / (mn + 1): n6 = .001 * dnd: ndv = .001 * nd: hhh = 1000 * h
705 :
    IF jjf = 0 THEN 706
PRINT
PRINT USING "z=## p=####.# tc=#### dnd=##.###"; zcz; p; tc; n6;
PRINT USING " dnb=####.### nd=####.## h=##.###"; m5; ndv; hhh
FOR i = 0 TO mn STEP mn / 10
PRINT USING " ####.# "; tf(i);
NEXT i
PRINT
FOR i = 0 TO mn STEP mn / 10
PRINT USING " ####.# "; t2(i);
NEXT i
706 : IF l < l6 - .1 * dl THEN 703
IF ABS(p - pg) < .1 THEN 180
IF p - pg < 0 THEN 702
h4 = h4 - dh: dh = dh / 3: GOTO 702
180 : IF jjf = 1 THEN 182
jjf = 1: h4 = h4 - dh: GOTO 702
182 : tcf = tc - xf * fnrpf(p) / cm
PRINT
PRINT USING "    Частота обертання          ### 1/хв"; n
PRINT USING "    Продуктивність            ##### кг/год"; gm
PRINT USING "    Потужність урухомника  ####.# кВт"; ndv
PRINT USING "    Тиск на виході              ####.# МПа"; p
PRINT USING "    Середня температура маси    ### град С"; tcf
END

```

Додаток В

Результати експериментальних досліджень реологічних властивостей композиційних полімерів зі спінювальними наповнювачами

Таблиця В.1

Результати дослідження реологічних властивостей полімеру

| № дослід- ду | Кіль- кість дослі- дів | Частота обертан- ня черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Темпера- тура вста- новлена на головці $T_r, ^\circ\text{C}$ | Темпера- тура розп- лаву $T_p, ^\circ\text{C}$ | Тиск розпла- ву $p, \text{МПа}$ | Маса зразка $m, \text{г}$ | Промі- жок ча- су отри- мання зразків $t, \text{хв}$ | Масова продук- тивність $G, \text{кг/год}$ |
|-----------------|---------------------------------|--|--|---|--|---------------------------------|---|---|
| 1 | 3 | 10 | 86 | 89,6 | 7,5 | 260 | 10 | 1,56 |
| 2 | те саме | 20 | те саме | 92,5 | 7,8 | 720 | те саме | 4,32 |
| 3 | " | 30 | " | 88,7 | 8,3 | 1270 | " | 7,62 |
| 4 | " | 40 | " | 88,4 | 8,6 | 1760 | " | 10,56 |
| 5 | " | 50 | " | 93,2 | 9,7 | 2270 | " | 13,62 |
| 6 | " | 60 | " | 96,8 | 10,3 | 2770 | " | 16,62 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм.
2. Діаметр вихідного отвору змінної насадки – 4 мм.
3. Довжина вихідного отвору змінної насадки – 10 мм.
4. Матеріал – ПЕНГ марки 10802–020 ГОСТ 16337–77.

Таблиця В.2

Результати дослідження реологічних властивостей полімеру

| № дослід- ду | Кіль- кість дослі- дів | Частота обертан- ня черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Темпера- тура вста- новлена на головці $T_r, ^\circ\text{C}$ | Темпера- тура розп- лаву $T_p, ^\circ\text{C}$ | Тиск розпла- ву $p, \text{МПа}$ | Маса зразка $m, \text{г}$ | Промі- жок ча- су отри- мання зразків $t, \text{хв}$ | Масова продук- тивність $G, \text{кг/год}$ |
|-----------------|---------------------------------|--|--|---|--|---------------------------------|---|---|
| 1 | 3 | 10 | 135 | 143,1 | 4,3 | 165 | 10 | 0,99 |
| 2 | те саме | 20 | те саме | 138,4 | 4,8 | 470 | те саме | 2,82 |
| 3 | " | 30 | " | 138,2 | 5,2 | 785 | " | 4,71 |
| 4 | " | 40 | " | 140,5 | 6,3 | 1080 | " | 6,48 |
| 5 | " | 50 | " | 140,2 | 6,7 | 1420 | " | 8,52 |
| 6 | " | 60 | " | 140,3 | 6,9 | 1750 | " | 10,5 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм.
2. Діаметр вихідного отвору змінної насадки – 4 мм.
3. Довжина вихідного отвору змінної насадки – 10 мм.
4. Матеріал – ПЕНГ марки 10802–020 ГОСТ 16337–77.

Таблиця В.3

Результати дослідження реологічних властивостей композиції

| № досліду | Кількість дослідів | Частота обертання черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Температура встановлена на головці $T_{\text{г}}, ^\circ\text{C}$ | Температура розплаву $T_{\text{р}}, ^\circ\text{C}$ | Тиск розплаву $p, \text{МПа}$ | Маса зразка $m, \text{г}$ | Проміжок часу отримання зразків $t, \text{хв}$ | Масова продуктивність $G, \text{кг/год}$ |
|-----------|--------------------|---|--|--|----------------------------------|------------------------------|---|---|
| 1 | 3 | 10 | 86 | 90,2 | 9,0 | 160 | 10 | 0,96 |
| 2 | те саме | 20 | те саме | 91,1 | 10,4 | 450 | те саме | 2,70 |
| 3 | " | 30 | " | 91,5 | 11,0 | 750 | " | 4,50 |
| 4 | " | 40 | " | 91,2 | 12,4 | 1040 | " | 6,24 |
| 5 | " | 50 | " | 90,7 | 12,6 | 1350 | " | 8,10 |
| 6 | " | 60 | " | 89,8 | 12,7 | 1650 | " | 9,9 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм.
2. Діаметр вихідного отвору змінної насадки – 4 мм.
3. Довжина вихідного отвору змінної насадки – 10 мм.
4. Матеріал – композиція ПЕНГ марки 10802–020 ГОСТ 16337–77 з хладоном R22 (20 % мас).

Таблиця В.4

Результати дослідження реологічних властивостей полімеру

| № досліду | Кількість дослідів | Частота обертання черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Температура встановлена на головці $T_{\text{г}}, ^\circ\text{C}$ | Температура розплаву $T_{\text{р}}, ^\circ\text{C}$ | Тиск розплаву $p, \text{МПа}$ | Маса зразка $m, \text{г}$ | Проміжок часу отримання зразків $t, \text{хв}$ | Масова продуктивність $G, \text{кг/год}$ |
|-----------|--------------------|---|--|--|----------------------------------|------------------------------|---|---|
| 1 | 3 | 10 | 135 | 138,5 | 9,5 | 165 | 10 | 0,99 |
| 2 | те саме | 20 | те саме | 139,2 | 10,0 | 470 | те саме | 2,82 |
| 3 | " | 30 | " | 140,8 | 10,2 | 785 | " | 4,71 |
| 4 | " | 40 | 136 | 142,1 | 10,7 | 1080 | " | 6,48 |
| 5 | " | 50 | 136 | 141,3 | 11,2 | 1420 | " | 8,52 |
| 6 | " | 60 | 135 | 139,4 | 11,6 | 1750 | " | 10,5 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм.
2. Діаметр вихідного отвору змінної насадки – 4 мм.
3. Довжина вихідного отвору змінної насадки – 10 мм.
4. Матеріал – композиція ПЕНГ марки 10802–020 ГОСТ 16337–77 з хладоном R22 (20 % мас).

Таблиця В.5

Результати дослідження реологічних властивостей полімеру

| № дослідів | Кількість дослідів | Частота обертання черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Температура встановлена на головці $T_r, ^\circ\text{C}$ | Температура розплаву $T_p, ^\circ\text{C}$ | Тиск розплаву $p, \text{МПа}$ | Маса зразка $m, \text{г}$ | Проміжок часу отримання зразків $t, \text{хв}$ | Масова продуктивність $G, \text{кг/год}$ |
|------------|--------------------|---|---|---|----------------------------------|------------------------------|---|---|
| 1 | 3 | 10 | 86 | 92,5 | 9,5 | 250 | 10 | 1,50 |
| 2 | те саме | 20 | те саме | 91,6 | 10,1 | 710 | те саме | 4,26 |
| 3 | " | 30 | " | 90,3 | 10,5 | 1250 | " | 7,50 |
| 4 | " | 40 | " | 89,1 | 10,8 | 1700 | " | 10,2 |
| 5 | " | 50 | " | 90,1 | 11,0 | 2210 | " | 13,26 |
| 6 | " | 60 | " | 89,7 | 11,1 | 2710 | " | 16,26 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм.
2. Діаметр вихідного отвору змінної насадки – 4 мм.
3. Довжина вихідного отвору змінної насадки – 20 мм.
4. Матеріал – ПЕНГ марки 10802–020 ГОСТ 16337–77.

Таблиця В.6

Результати дослідження реологічних властивостей полімеру

| № дослідів | Кількість дослідів | Частота обертання черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Температура встановлена на головці $T_r, ^\circ\text{C}$ | Температура розплаву $T_p, ^\circ\text{C}$ | Тиск розплаву $p, \text{МПа}$ | Маса зразка $m, \text{г}$ | Проміжок часу отримання зразків $t, \text{хв}$ | Масова продуктивність $G, \text{кг/год}$ |
|------------|--------------------|---|---|---|----------------------------------|------------------------------|---|---|
| 1 | 3 | 10 | 136 | 140,1 | 8,2 | 280 | 10 | 1,68 |
| 2 | те саме | 20 | те саме | 140,3 | 8,9 | 830 | те саме | 4,98 |
| 3 | " | 30 | " | 141,4 | 9,6 | 1390 | " | 8,34 |
| 4 | " | 40 | " | 139,6 | 10,2 | 1890 | " | 11,34 |
| 5 | " | 50 | " | 140,5 | 11,4 | 2650 | " | 15,9 |
| 6 | " | 60 | " | 139,8 | 12,5 | 3400 | " | 20,4 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм.
2. Діаметр вихідного отвору змінної насадки – 4 мм.
3. Довжина вихідного отвору змінної насадки – 20 мм.
4. Матеріал – ПЕНГ марки 10802–020 ГОСТ 16337–77.

Таблиця В.7

Результати дослідження реологічних властивостей композиції

| № досліду | Кількість дослідів | Частота обертання черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Температура встановлена на головці $T_{\text{г}}, ^\circ\text{C}$ | Температура розплаву $T_{\text{р}}, ^\circ\text{C}$ | Тиск розплаву $p, \text{МПа}$ | Маса зразка $m, \text{г}$ | Проміжок часу отримання зразків $t, \text{хв}$ | Масова продуктивність $G, \text{кг/год}$ |
|-----------|--------------------|---|--|--|----------------------------------|------------------------------|---|---|
| 1 | 3 | 10 | 85 | 90,1 | 11,3 | 150 | 10 | 0,9 |
| 2 | те саме | 20 | те саме | 90,1 | 12,7 | 430 | те саме | 2,58 |
| 3 | " | 30 | " | 92,5 | 13,4 | 745 | " | 4,47 |
| 4 | " | 40 | " | 90,3 | 14,5 | 1025 | " | 6,15 |
| 5 | " | 50 | " | 89,6 | 15,3 | 1210 | " | 7,26 |
| 6 | " | 60 | " | 89,5 | 15,8 | 1380 | " | 8,28 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм.
2. Діаметр вихідного отвору змінної насадки – 4 мм.
3. Довжина вихідного отвору змінної насадки – 20 мм.
4. Матеріал – композиція ПЕНГ марки 10802–020 ГОСТ 16337–77 з хладоном R22 (20 % мас).

Таблиця В.8

Результати дослідження реологічних властивостей композиції

| № досліду | Кількість дослідів | Частота обертання черв'яка $n, \text{хв}^{-1}$ | Температура встановлена на головці $T_{\text{г}}, ^\circ\text{C}$ | Температура розплаву $T_{\text{р}}, ^\circ\text{C}$ | Тиск розплаву $p, \text{МПа}$ | Маса зразка $m, \text{г}$ | Проміжок часу отримання зразків $t, \text{хв}$ | Масова продуктивність $G, \text{кг/год}$ |
|-----------|--------------------|---|--|--|----------------------------------|------------------------------|---|---|
| 1 | 3 | 10 | 135 | 139,5 | 9,2 | 160 | 10 | 0,96 |
| 2 | те саме | 20 | 136 | 140,2 | 10,7 | 465 | те саме | 2,79 |
| 3 | " | 30 | 136 | 139,8 | 11,3 | 770 | " | 4,62 |
| 4 | " | 40 | 135 | 140,3 | 12,8 | 1080 | " | 6,48 |
| 5 | " | 50 | 135 | 140,2 | 13,1 | 1360 | " | 8,16 |
| 6 | " | 60 | 135 | 140,2 | 13,2 | 1630 | " | 9,78 |

Примітки:

1. Діаметр черв'яка – 63 мм.
2. Діаметр вихідного отвору змінної насадки – 4 мм.
3. Довжина вихідного отвору змінної насадки – 20 мм.
4. Матеріал – композиція ПЕНГ марки 10802–020 ГОСТ 16337–77 з хладоном R22 (20 % мас).

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Берлин А. А. Химия и технология газонаполненных высокополимеров / А. А. Берлин, Ф. А. Шутов. — М. : Наука, 1980. — 504 с.
2. Клемпнер Д. Полимерные пены и технологии вспенивания / Д. Клемпнер ; пер. с англ. под ред. А. М. Чеботаря. — СПб. : Профессия, 2009. — 600 с.
3. Контенармусов В. Б. «ПЕНОПЛЭКС» – новый эффективный теплоизоляционный материал отечественного производства / В. Б. Контенармусов // Строительные материалы. — 1999. — № 12. — С. 8—10.
4. Макуховский А. О. Экструзионный пенополистирол – новый эффективный теплоизоляционный материал / А. О. Макуховский // Строительные материалы и изделия. — 2000. — № 8. — С. 8—9.
5. Протасевич А. М. Использование эффективных теплоизоляционных материалов при капитальном ремонте и реконструкции жилых зданий / А. М. Протасевич, Л. С. Калинина // Строительные материалы. — 2000. — № 8. — С. 10—13.
6. Контенармусов В. Б. Применение теплоизоляционных плит «ПЕНОПЛЭКС» при устройстве инверсионных кровель / В. Б. Контенармусов // Строительные материалы, оборудование, технологии XXI века. — 2002. — № 5. — С. 4—5.
7. Кудряшов В. П. Применение пенополиэтилена в качестве теплогидроизоляционной оболочки теплопровода / В. П. Кудряшов // Пластические массы. — 1987. — № 3. — С. 59.
8. Бек-Булатов А. И. Промышленный обзор производителей пенополистирола / А. И. Бек-Булатов // Бизнес. — 2002. — № 18. — С. 19—21.
9. Бек-Булатов А. И. Применение Styrodur[®]С в автодорожном строительстве / А. И. Бек-Булатов // Строительные материалы. — 2000. — № 12. — С. 22—23.
10. Бухин В. Е. Пенопласты для тепловой изоляции систем водоснабжения и отопления зданий, а также технологических трубопроводов / В. Е. Бухин // Трубопроводы и экология. — 2000. — № 3. — С. 17—20.
11. Берлин А. А. Упрочненные газонаполненные пластмассы / А. А. Берлин, Ф. А. Шутов. — М. : Химия, 1980. — 224 с.
12. Вторичная переработка пластмасс / Ф. Ла Мантия (ред.) ; пер. с англ. под ред. Г. Е. Заикова. — СПб. : Профессия, 2007. — 400 с.
13. Дементьев А. Г. Структура и свойства пенопластов / А. Г. Дементьев, О. Г. Тараканов. — М. : Химия, 1983. — 176 с.
14. Тараканов О. Г. Наполненные пенопласты / О. Г. Тараканов, И. В. Шамов, В. Д. Альперн. — М. : Химия, 1989. — 216 с.
15. Переработка вспенивающихся термопластов. — Л. : Химия, 1979. — 144 с.
16. Ефремов В. А. Пенomатериалы (классификация) / В. А. Ефремов, П. А. Кузнецов // Упаковка. — 2005. — № 2. — С. 12—14.
17. Мурашов Ю. С. Основные направления применения вспененных пластических масс / Ю. С. Мурашов, Л. И. Покровский // Пластические массы. — 1972. — №4. — С. 3—10.
18. Зубов В. С. Переработка вспенивающихся термопластических композиций в изделиях. / В. С. Зубов, Э. Е. Дейзенрот. — Л. : ЛДНТП, 1977. — 274 с.
19. Григорьев Г. П. Полимерные материалы / Г. П. Григорьев, Г. Я. Ляндзберг, А. Г. Сирота. — М. : Высш. шк., 1966. — 260 с.
20. Симоненко Н. А. Оборудование для производства вспененных полимерных материалов : [обзор. информ.] / Н. А. Симоненко, Т. М. Новицкая, Е. Ф. Крамаренко. — М. : ЦИНТИхимнефтемаш, 1984. — 35 с. — (Серия ХМ-2 «Оборудование для переработки пла-

стмасс»).

21. Барбей Г.-П. Альтернативные газообразователи для изготовления полистирольных пленок и плит методом прямой газации / Г.-П. Барбей // Современные технологии переработки пластмасс. Приложение к журналу «Пластмассы». — М., 1990. — С. 2—8.

22. Brucer I. Numerical Analysis of Temperature Profile in the Melt Conveying Section of a Single Screw Extruder : Comparison with Experiment Data / I. Brucer, C. Miaw, A. Hasson, G. Balch // Polym. Eng. Sci. — 1987. — Vol. 27, N 7. — P. 504—509.

23. Martin B.. Comparison of Theoretical Predications for Single-Screw Extrusion with Experimental Results/ B. Martin // Polym. Eng. Sci. — 1984. — Vol. 24. — P. 481—389.

24. Ларионов А. И. Пенополиэтилен, его свойства и применение / А. И. Ларионов, Г. Н. Матюхина, Г. А. Чернова и др. — Л. : ЛДНТП, 1973. — 430 с.

25. Симоненко Н. А. Оборудование для производства изделий из вспененных полимеров : [обзор. информ.] / Н. А. Симоненко, В. К. Виноградова // ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ. — М. : ЦИНТИхимнефтемаш, 1988. — 20 с. — (Серия ХМ-2 «Оборудование для переработки пластмасс»).

26. Тадмор З. Теоретические основы переработки полимеров / З. Тадмор, К. Гогос ; пер. с англ. под ред. Р. В. Торнера. — М. : Химия, 1984. — 632 с.

27. Лукач Ю. Е. Оборудование для производства полимерных пленок / Ю. Е. Лукач, А. Д. Петухов, В. А. Сенатос. — М. : Машиностроение. 1981. — 224 с.

28. Шенкель Г. Шнековые прессы для пластмасс. Принцип действия, конструирования и эксплуатации / Г. Шенкель ; пер. с нем. Г. П. Делекторского, И. С. Либермана, А. Н. Перфилютова ; под ред. А. Я. Шапиро. — Л. : Госхимиздат, 1962. — 467 с.

29. Будзинська О. С. Моделювання процесу живлення одночерв'ячного екструдера / О. С. Будзинська, В. В. Лукашова, І. О. Мікульонок, Л. Б. Радченко // Наукові вісті. — 2007. — № 1. — С. 49—57.

30. Радченко Л. Б. Основи моделювання і конструювання черв'ячних екструдерів : навч. посіб. / Л. Б. Радченко, В. І. Сівецький — К. : ІВЦ „Видавництво «Політехніка»”, 2002. — 152 с.

31. Радченко Л. Б. Переробка термопластів методом екструзії: наук. посіб. / Л. Б. Радченко. — К.: ІЗМН, 1999. — 220 с.

32. Берхард Э. Переработка термопластичных материалов / Э. Берхард. — М. : Госхимиздат, 1968. — 748 с.

33. Радченко Л. Б. Расчет процесса неизотермического питания червячного экструдера / Л. Б. Радченко, Н. П. Швед // Хим. машиностроение : респ. межвед. научн.-техн. сб. — 1985. — Вып. 41. — С. 20—23.

34. Maddok B. H. //SPE Journal. — 1961. — N 4. — P. 368.

35. Lee K. Y. Analysis of the Performance of Plasticating Single-Screw Extruders With a new Concept of Solid-Bed Deformation / K. Y. Lee, C. D. Han.// Polym. Eng. Sci., 1990. — Vol. 30, N 11. — P. 665—675.

36. Tadmor Z. Fundamentals of Plasticating Extrusion – A Theoretical Model for Melting / Z. Tadmor // Polym. Eng. Sci. — 1966. — N 6. — P. 185—190.

37. Tadmor Z. Melting Plasticating Extruders / Z. Tadmor, I. J. Duvdevani, I. Klein – Theory and Experiments // Polym. Eng. Sci. — 1967. — N 7. — P. 198—217.

38. Фишер Э. Экструзия пластических масс / Э. Фишер ; пер. с англ. под ред. С. И. Гладина. — М. : Химия, 1977. — 396 с.

39. Торнер Р. В. Основные процессы переработки полимеров / Р. В. Торнер. — М. : Химия, 1972. — 452 с.

40. Торнер Р. В. Теоретические основы переработки полимеров / Р. В. Торнер. —

М. : Химия, 1977. — 464 с.

41. Басов Н. И. Расчет и конструирование оборудования для производства и переработки полимерных материалов : учеб. для вузов / Н. И. Басов, Ю. В. Казанков, В. А. Любартрович. — М. : Химия, 1986. — 488 с.

42. Техника переработки пластмасс / под ред. Н. И. Басова, В. М. Броя. — М. : Химия, 1985. — 528 с.

43. Tadmor Z. Engineering Principles of Plasticating Extrusion / Z. Tadmor, I. Klein. — New York : Van Nostrand Reinhold, 1970. — 479 p.

44. Мухаметгалеев Д. М. Анализ технологического процесса одношнековой экструзии быстrokристаллизирующихся полимеров / Д. М. Мухаметгалеев // Автореф. дис. ... канд. техн. наук. — М., 1989. — 18 с.

45. Квакуткин В. А. Интенсификация процесса экструзии полиэтилена изменением технологических параметров и конструкции зоны загрузки экструдера / В. А. Квакуткин // Автореферат дис. ... канд. техн. наук. — М., 1983. — 17 с.

46. Петухов А. Д. Исследование высокоскоростных червячных прессов при изготовлении труб и плёнок из полиэтилена : дис. ... канд. техн. наук : спец. 176 «Машины и оборудование химических производств» / Петухов Аркадий Демьянович. — К., 1969. — 317 с.

47. Силин В. А. Исследование и расчет основных параметров щнековых машин для переработки пластических масс / Силин В. А. // Автореферат дис. ... докт. техн. наук. — К., 1969. — 48 с.

48. Труфанова Н. М. Движение и плавление полимерных материалов при экструзии / Н. М. Труфанова // Автореферат дис. ... канд. техн. наук. — К., 1990. — 35 с.

49. Лукач Ю. Е. Исследование неизотермических процессов в дисковых и комбинированных экструдерах / Ю. Е. Лукач // Дис. ... докт. техн. наук : 05.17.08 — К., 1971. — 571 с.

50. Двойнос Я. Г. Процессы переработки композиционных материалов экструзионным способом : дис. ... канд. техн. наук : спец. 05.05.13 «Машины и аппараты химических производств» / Двойнос Ярослав Григорьевич. — К., 1999. — 193 с.

51. Сидоров Д. Е. Моделювання процесів змішування полімерів при розробці змішувачів для екструзійного та литтєвого обладнання : автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук : спец. 05.17.08 «Процеси та обладнання хімічної технології» / Д. Е. Сидоров. — К., 2002. — 20 с.

52. Петухов А. Д. Исследование основных параметров высокоскоростных червячных прессов / А. Д. Петухов, Ю. Е. Лукач / Хим. машиностроение : респ. межвед. научн.-техн. сб. — 1968. — Вып. 6. — С. 82—86.

53. Крыжановский В. К. Производство изделий из полимерных материалов : учеб. пособ. / В. К. Крыжановский, М. Л. Кербер, В. В. Бурлов, А. Д. Паниматченко. — СПб. : Профессия, 2004. — 464 с.

54. Основы технологии переработки пластмасс : учебник для вузов / [С. В. Власов, Э. Л. Калинин, Л. Б. Кандырин и др.] ; под ред. В. Н. Кулезнёва и В. К. Гусева. — М. : Химия, 2004. — 596 с.

55. Торнер Р. В. Оборудование заводов по переработке пластмасс / Р. В. Торнер, М. С. Акутин. — М. : Химия, 1986. — 400 с.

56. Скульский О. И. Численное моделирование одночервячных экструдеров / О. И. Скульский // Пластические массы. — 1997. — №8. — С. 39—44.

57. Торнер Р. В. Моделирование и оптимизация экструзии полимеров / Р. В. Торнер, Ю. В. Стунгур, С. В. Реутов. — Л. : Химия, 1984. — 152 с.

58. Фридман М. Л. Математическое моделирование одношнековых экструзионных машин : [обзор. информ.] / М. Л. Фридман, С. Н. Михайлов, Д. М. Мухаметгалеев. — М. : ЦИНТИхимнефтемаш, 1988. — 33 с. — (Серия ХМ-2 «Оборудование для переработки пластмасс и резины»).
59. Бортников В. Г. Математическая модель процесса экструзии полимеров / В. Г. Бортников // Процессы и аппараты производства полимерных материалов, методы и оборудование переработки их в изделия : тез. докл. научн.-техн. конф. — Т. 1. — М., 1982. — С. 83.
60. Kim S. J. A simple approach to determining three-dimensional screw characteristics in the metering zone of extrusion processes using a total shape factor / S. J. Kim, T. H. Kwon // Polym. Eng. and Sci. — 1995. — Vol. 35, N 3. — P. 274—283.
61. Kim S. J. Enhancement of mixing performance of single-screw extrusion process via chaotic flows : Pt. 2. Numerical study/ Kim S. J., Kwon T. H. // Adv. Polym. Technol. — 1996. — Vol. 15, N 1. — P. 55—59.
62. Петров Б. А. Исследование производительности зоны питания одношнекового экструдера/ Б. А. Петров, В. В. Скачков, В. С. Ким, К. А. Салазкин // Хим. и нефтяное машиностроение. — 1976. — № 12. — С. 14—17.
63. Fisher P. Auslegung von Einschneckenextrudern auf der Grundlage verfahrenstechnischen Kenndaten – ein Beitrag zum Systematik im Kunststoffmaschinenbau / P. Fisher // Diss. — TH Aachen, 1976. — 124 s.
64. Fritz H. G. Zur Funktions- und Betriebsweise der Plastifiziereinheiten von Extrusionsblasanlage/ H. G. Fritz // Kunststoffe : Forschungsberichte. — München-Wien, 1976. — Bd 1. — S. 51—85.
65. Potente H. Berechnungsmöglichkeiten für genutzte Extruder – Einzugszone / Potente H. // Kunststoffe. — 1985. — Bd 75, № 7. — S. 439—441.
66. Силин В. А. Динамика процессов переработки пластмасс в червячных машинах/ В. А. Силин. — М. : Машиностроение, 1979. — 150 с.
67. Ким В. С. Исследование смешивающей способности экструзионных машин и разработка основ теории и методов расчета процессов смешения полимерных материалов в экструдерах : дис. / В. С. Ким. — М.: МИХМ, 1979.
68. Ким В. С. Теория и практика экструзии полимеров / В. С. Ким. — М. : Химия, КолосС, 2005. — 568 с. — (Учебники и учебные пособия для студентов высших учебных заведений).
69. Вересова Г. Н. Исследование и расчет рабочих органов одношнекового экструдера при пластикации и смешении термопластичных композиций. Дис. канд. техн. наук / Г. Н. Вересова. — М. : МИХМ, 1976.
70. Schneider K. Der Einfluss der Einzugszone auf die Fördercharakteristik eines Einschneckenextruders / K. Schneider. — Kunststoffe. — 1969. — Bd 59, N 11. — S. 757—762.
71. Рябинин Д. Д. Червячные машины для переработки пластических масс и резиновых смесей / Д. Д. Рябинин, Ю. Е. Лукач. — М. : Машиностроение, 1965. — 363 с.
72. Кошелев Г. Г. Исследование перемешивающей способности одношнекового экструдера при получении стеклонеполненной термореактивной композиции : Дис. канд. техн. наук/ Г. Г. Кошелев. — М. : МИХМ, 1972.
73. Рахманов В. С. Исследование процессов экструзии / В. С. Рахманов // Пластические массы. — 1961. — № 1. — С. 56—59.
74. Schenkel G. Schneckenpressen für Kunststoffe. / G. Schenkel München : Carl-Hanser-Verlag, 1959. — 468 s.
75. Darnell W. H., Mol E. A. // SPE-Journal. — 1956. — V. 12, N 20. — P. 1200—1204.

76. *Ким В. С.* Оборудование подготовительного производства заводов пластмасс / В. С. Ким, В. В. Скачков / — М. : Машиностроение, 1977. — 182 с.
77. *Klenk P. K.* // *Plastveraabeiter*. — 1970. — Bd. 21, N 8. — S. 723—731 ; 1971. — Bd. 22, N 1. — S. 33—42 ; 1971. — Bd. 22, N 3. — S. 189—198 ; 1972. — Bd. 23, N 2. — S. 105—116.
78. *Мак Келви Д. М.* Переработка полимеров / Д. М. Мак Келви. — М. : Химия, 1965. — 442 с.
79. *Михайлов С. Н.* Математические модели процесса переработки полимеров на одношнековом экструдере / С. Н. Михайлов, Д. М. Мухаметгалеев, Л. Г. Райз // *Реология в переработке полимеров : научн.-техн. сб.* — М. : НПО «Пластик», 1980. — С. 121—131.
80. *Мухаметгалеев Д. М.* Современные представления о математической модели одношнековой экструзии полимеров / Д. М. Мухаметгалеев, С. Н. Михайлов // *Реология в переработке полимеров : научн.-техн. сб.* — М. : НПО «Пластик», 1980. — С. 131—142.
81. *Лукач Ю. Е.* К вопросу определения давления вдоль червяка пресса при переработке термопластов (сообщение 1) / Ю. Е. Лукач, А. Д. Петухов // *Хим. машиностроение : респ. межвед. научн.-техн. сб.* — 1968. — Вып. 8. — С. 14—16.
82. *Лукач Ю. Е.* К вопросу определения давления вдоль червяка пресса при переработке термопластов (сообщение 2) / Ю. Е. Лукач, А. Д. Петухов // *Хим. машиностроение : респ. межвед. научн.-техн. сб.* — 1969. — Вып. 9. — С. 14—16.
83. *Радченко Л. Б.* Применение и моделирование червячных экструдеров как реакторов / Л. Б. Радченко, В. А. Новик, С. О. Пристайлов // *Труды Одесского политехн. университета : научн.-произв.-практ. сб. : Одесса, 2002.* — С. 79—80.
84. *Lindt J. T.* Effect of the Cross-Channel Flow in the Melting Performce of a Single-Screw Extruder/ J. T. Lindt, B. Elberli // *Polym. Eng. Sci.* — 1985. — Vol. 25, N 7. — P. 412—418.
85. *Lindt J. T.* Mathematical modeling of melting of melting of polymers in a Single-Screw extruder a critical review / J. T. Lindt // *Polym. Eng. Sci.* — 1985. — Vol. 25, N 10. — P. 585—588.
86. *Housz J.* The Melting Performance of Single Screw Extruders / J. Housz, F. Jugen, H. E. H. Meijer // *Polym. Eng. Sci.* — 1981. — Vol. 21, N 6. — P. 352—359.
87. *Первадчук В. П.* Математическая модель плавления полимерных материалов в экструдерах. Ч.1 / В.П. Первадчук Н.М. Труфанова, В.И. Янков // *Химические волокна.* — 1984. — № 3. — С. 51—53.
88. *Щербинин А. Г.* Пространственная математическая модель одночервячного пластицирующего экструдера. Сообщ. 1 : Математическая модель процесса тепломассопереноса полимера в канале экструдера / А. Г. Щербинин, Н. М. Труфанова, В. И. Янков // *Пластические массы.* — 2004. — № 6. — С. 38—41.
89. *Щербинин А. Г.* Пространственная математическая модель одночервячного пластицирующего экструдера. Сообщ. 2. Математическая модель по определению температуры шнека / А. Г. Щербинин, Н. М. Труфанова, А. Е. Терлыч, В. И. Янков // *Пластические массы.* — 2004. — № 8. — С. 38—40.
90. *Han C. D.* An Experimental Study on Plasticating Single-Screw Extrusion / C. D. Han, K. Y. Lee. // *Polym. Eng. Sci.* — 1990. — Vol. 30, N 24. — P. 1557—1567.
91. *Яхно О. М.* Основы реологии полимеров / О. М. Яхно, В. Ф. Дубовицкий. — К. : Вища шк., 1976. — 186 с
92. *Яхно О. М.* Гідравліка неньютонівських рідин : навч. посіб. / О. М. Яхно, В. І. Желяк. — К. : Вища шк., 1995. — 199 с.
93. *Астарита Дж.* Основы гидромеханики неньютоновских жидкостей / Дж. Аста-

рита, Дж. Марручи ; пер. с англ. — М. : Мир, 1978. — 308 с.

94. Милдман С. Течение полимеров / С. Милдман ; пер. с англ. Ю. Н. Панова ; под ред. А. Я. Малкина. — М. : Мир, 1971. — 264 с.

95. Сівецький В. І. Комп'ютерне моделювання та проектування екструзійного полімерного устаткування / В. І Сівецький, Д. Е. Сідоров, О. Л. Сокольський — К. : НТУУ «КПІ», 2007. — 188 с.

96. Мікульонюк І. О. Переробка вторинної сировини екструзією : монографія / І. О. Мікульонюк, Л. Б. Радченко. — К. : ІВЦ «Видавництво „Політехніка”», 2006. — 184 с.

97. Мікульонюк І. О. Полімерні композиційні матеріали. Визначення реологічних властивостей / І. О. Мікульонюк // Хімічна промисловість України. — 2003. — № 6. — С. 58—61.

98. Быков Е. А. Современные наполнители — важный фактор повышения конкурентоспособности композитов / Е. А. Быков, В. В. Дегтярёв // Пластические массы. — 2006. — № 1. — С. 32—36.

99. Мікульонюк І. О. Термопластичні композитні матеріали та їх наповнювачі. Класифікація та загальні відомості / І. О. Мікульонюк // Хімічна промисловість України. — 2005. — № 5. — С. 30—39.

100. Zhao J. Simulation of the rheological behavior of polymer blends by finite element analysis / J. Zhao, L. Mascia, V. Nassehi // Adv. Polym. Technol.— 1997.— Vol. 16, N 3. — P. 206—226.

101. Borgaonkar H. Stability analysis in single screw extrusion of thermoplastic elastomers using simple design of experiments / H. Borgaonkar, K. Ramani / Adv. Polym. Technol. — 1998.— Vol. 17, N 2. — P. 115—126.

102. Теплофизические и реологические характеристики полимеров : справочник / [А. И. Иванченко, В. А. Пахаренко, В. П. Привалко и др.]. — К. : Наук. думка, 1977. — 244 с.

103. Теплофизические и реологические характеристики и коэффициенты трения наполненных термопластов : справочник / под ред. Ю.С. Липатова. — К. : Наукова думка, 1983. — 244 с.

104. Uhland E. Theoretische und Experimentelle Untersuchungen zum anomal Strömungsverhalten von extrahochmolekularem Polyathilen hoher Dichte (HDPE). Diss. / E. Uhland. — IKT Stuttgart, 1978. — 141 s.

105. Механика композитов : в 12 т. / под общ. ред. А. Н. Гузя. — К. : Наук. думка : А.С.К., 1993—2003. Т. 3 : Статистическая механика и эффективные свойства материалов / Л. П. Хорошун, Б. П. Маслов, Е. Н. Шикла, Л. В. Назаренко ; под ред. Л. П. Хорошун. — К. : Наук. думка, 1993. — 389 с.

106. Чан Дей Хан. Реология в процессах переработки полимеров / Чан Дей Хан. — М. : Химия, 1979. — 366 с.

107. Наполнители для полимерных композиционных материалов : справ. пособие / [Дж. Милевски, Г. Кац, Т. Х. Ферригно и др.] ; под ред. Г. С. Каца, Д. В. Милевски ; пер. с англ. С. В. Бухарова и др. ; под ред. П. Г. Бабаевского. — М. : Химия, 1981. — 736 с.

108. Бартенев Г. М. Физика и механика полимеров / Г. М. Бартенев, Ю. В. Зеленов. — М. : Высш. шк., 1983. — 391 с.

109. Нильсен Л. Механические свойства полимеров и полимерных композиций. / Л. Нильсен ; пер. с англ. — М. : Химия, 1978. — 312 с.

110. Принципы создания композиционных полимерных материалов / А. А. Берлин, С. А. Вольфсон, В. Г. Ошмян, Н. С. Ениколопов. — М. : Химия, 1990. — 240 с.

111. Гуль В. Е. Структура и механические свойства полимеров / В. Е. Гуль,

В. Н. Кулезнев. — М. : Высш. шк., 1972. — 320 с.

112. *Пивень А. Н.* Теплофизические свойства полимерных материалов : справочник / А. Н. Пивень, Н. А. Гречаная, И. И. Чернобыльский. — К. : Выща шк., 1976. — 180 с.

113. *Патанкар С.* Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости / С. Патанкар ; пер. с англ. под ред. В. Д. Виленского. — М. : Энергоатомиздат, 1984. — 152 с.

114. *Турчак Л. И.* Основы численных методов / Л. И. Турчак — М. : Наука, 1987. — 320 с.

115. *Демидович Б. П.* Численные методы анализа / Б. П. Демидович, И. А. Марон, Э. З. Шувалова. — М. : Наука, 1967. — 368 с.

116. *Рихтмаэр Р.* Разностные методы решения краевых задач / Р. Рихтмаэр, К. Мортон ; пер. с англ. Б. М. Будика, А. Д. Годунова. — М. : Мир, 1972. — 417 с.

117. *Patankar S. V.* Fully Developed Flow and Heat Transfer in Ducts Having Streamwise-Periodic Variations of Cross-Sectional Area / S. V. Patankar, C. H. Liu, E. M. Sparrow // *Journal of Heat Transfer*. — 1977. — Vol. 99. — P. 180—186.

118. *Госмен А. Д.* Численные методы исследования течений вязкой жидкости / А. Д. Госмен, В. М. Пан, Д. Б. Ранчел, Д. Б. Сполдинг, М. Вольштей ; пер. с англ. — М. : Мир, 1982. — 374 с.

119. *Набор программ для ЭЦВМ «Мир».* — К. : Наук. думка, 1973. — 107 с.

120. *Шорин С. Н.* Теплопередача / С. Н. Шорин. — М. : Высш. шк., 1964. — 490 с.

121. Будзинська О. С. Моделювання процесу живлення одночерв'ячного екструдера / О. С. Будзинська, В. В. Лукашова, І. О. Мікульонок, Л. Б. Радченко // *Наукові вісті*. — 2007. — № 1. — С. 49—57.

122. Будзинська О. С. Моделювання процесу неізотермічного живлення одночерв'ячного екструдера / О. С. Будзинська, В. В. Лукашова, І. О. Мікульонок, Л. Б. Радченко // *Наукові праці*. — Одеса : ОДАХТ, 2006. — Вип. 28, т. 2, — С. 53—55.

123. Лукашова В. В. Моделювання процесу плавлення в одночерв'ячному екструдері / В. В. Лукашова, І. О. Мікульонок, Л. Б. Радченко // *Упаковка*. — 2005. — № 4. — С. 23—27. — № 5. — С. 35—37.

124. Зубрій О. Г. Математичне моделювання процесу плавлення в екструдері / О. Г. Зубрій, Л. Б. Радченко, В. В. Лукашова // *Екологія. Людина. Суспільство : IX міжнар. наук.-техн. конф. (Київ, 17—19 трав. 2006 р.) : зб. тез доп.* — К. : НТУУ «КПІ», 2006. — С. 99.

125. Радченко Л. Б. Розрахунок енергосилових параметрів екструзії для виготовлення спінених полімерів одностадійним методом / Л. Б. Радченко В. В. Лукашова // *Композиційні матеріали : III міжнар. наук.-техн. конф. (Київ, 2004) : тези доп.* — К. : ІВЦ «Видавництво «Політехніка»», 2004. — С. 122.

126. *Pearson J. R. A.* On the Melting of Solids Near a Hot Moving Interface, with Particular Reference to Beds of Granular Polymers / J. R. A. Pearson // *Int. J. Heat Mass Transfer*. — 1976. — Vol. 19. — P. 405—411.

127. *Янков В. И.* Процессы переработки волокнообразующих полимеров / В. И. Янков, В. П. Первадчук, В. И. Боярченко — М. : Химия, 1989. — 318 с.

128. Радченко Л. Б. Моделювання процесу екструзії із врахуванням фазових перетворень / Л. Б. Радченко, В. В. Лукашова // *Індустрія тароупаковки : междунар. науч.-практ. семінар (Київ, 2004) : зб. тез.* — К. : 2004. — С. 35—38.

129. Лукашова В. В. Математическая модель процесса экструзии / В. В. Лукашова, Л. Б. Радченко, И. О. Микулёнок, Б. Я. Целень // *Наукові праці ОДАХТ*. — Одеса : ОДАХТ, 2006. — Вип. 28, т. 2, — С. 69—70.

130. Радченко Л. Б. Математичне моделювання процесу екструзії за умов наявності

фазових перетворень / Л.Б. Радченко В.В. Лукашова // Екологія. Людина. Суспільство : VII міжнар. наук.-практ. конф. студ., аспірантів та молодих вчених (Київ, 13—15 трав. 2004 р.) : зб. тез доп. — К. : НТУУ «КПІ», 2004. — С. 173.

131. *Лукашова В. В.* Дослідження процесу одночерв'ячної екструзії / В. В. Лукашова, І. О. Мікульонок, Л. Б. Радченко // Проблемы промышленной теплотехники : V междунар. конф. (Київ, 2007) : Тез. — К. : ИТТФ НАНУ, 2007. — С. 97—98.

132. *Лукашова В. В.* Теоретичне дослідження процесу черв'ячної екструзії / В. В. Лукашова, І. О. Мікульонок, Л. Б. Радченко // «Новітні технології пакування» : III наук.-практ. конф., (Київ, 1 берез. 2007 р.) : матеріали (додаток до журналу «Упаковка»). — К. : МОН України, 2007. — С. 60—68.

133. *Лукашова В. В.* Черв'ячна екструзія. Узагальнена математична модель / В. В. Лукашова, І. О. Мікульонок, Л. Б. Радченко // Хімічна промисловість України. — 2007. — № 1. — С. 32—35.

134. *Спиридонов В. П.* Математическая обработка физико-химических данных / В. П. Спиридонов, А. А. Лопатин. — М. : Изд-во МГУ, 1970. — 221 с.

135. *Румшинский Л. З.* Математическая обработка результатов эксперимента / Л. З. Румшинский. — М. : Наука, 1971. — 192 с.

136. *Дослідження* реологічних властивостей розплавів полімерів. Методичні вказівки для студентів спеціальності «Машини та апарати хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» (17.05.02) / уклад. : М. П. Швед, А. Р. Степанюк. — К. : НТУУ «КПІ», 1997. — 16 с.

137. *Клецкий А. В.* Теплофизические свойства фреона 22./ А. В. Клецкий. — М. : Изд-во стандартов, 1970. — 78 с.

138. *Богданов С. Н.* Холодильная техника. Свойства веществ : справочник / С. Н. Богданов, О. П. Иванов, А. В. Куприянова. [изд. 2-е, перераб. и доп.]. — Л. : Машиностроение, 1976. — 168 с.

139. *Петухов А. Д.* Експериментальне дослідження виготовлення спінених полімерів методом екструзії / А. Д. Петухов, Т. М. Новицька, Л. П. Гоженко, В. В. Лукашова // Композиційні матеріали : IV міжнар. наук.-техн. конф. (Київ, 2009) : матеріали. — К. : НТУУ «КПІ», 2009. — С. 94—98.

140. *Лукашова В. В.* До питання екструзійної переробки термопластичних матеріалів / В. В. Лукашова, А. Ю. Кошмак, А. Д. Петухов // Композиційні матеріали : IV міжнар. наук.-техн. конф. (Київ, 2009) : матеріали. — К. : НТУУ «КПІ», 2009. — С. 130—131.

141. *Лукашова В. В.* Застосування одночерв'ячних екструдерів у лініях вторинної переробки полімерних відходів / А. Ю. Кошмак, В. В. Лукашова // Екологія. Людина. Суспільство : XI міжнар. наук.-практ. конф. студ., аспірантів та молодих вчених, (Київ, 13—18 трав. 2008 р.) : зб. тез доп. — К. : НТУУ «КПІ», 2008. — С. 156.

142. *Гоженко Л. П.* Процес екструзії спінених термопластів із застосуванням вторинної сировини / Л. П. Гоженко, В. В. Лукашова // Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів : наук.-практ. конф. студентів, аспірантів і молодих вчених : зб. тез доп. — К, 2009. — С. 65—66.

143. *Кошмак А. Ю.* Дослідження процесу гомогенізації в каналі черв'яка з розробкою робочих органів екструдера / А. Ю. Кошмак, В. В. Лукашова // Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів : наук.-практ. конф. студентів, аспірантів і молодих вчених : зб. тез доп. — К, 2008. — С. 12—13.

144. *Гоженко Л. П.* Утилізація полімерних відходів шляхом екструзійної переробки / Л. П. Гоженко, А. Ю. Кошмак, В. В. Лукашова // Екологія. Людина. Суспільство : XI всеукр. наук.-практ. конф. студ., аспірантів та молодих вчених, (Київ, 2009 р.) : зб. тез

доп. — К. : НТУУ «КПІ», 2009. — С. 165—166.

145. *Петухов А. Д.* Екструзійне виробництво пінополіетилену/ А. Д. Петухов, В. В. Лукашова // Новітні технології пакування (додаток до журналу «Упаковка»). — 2009. — № 2. — С. 4—7.

146. *Кошмак А. Ю.* Дослідження процесу екструзії термопластів / А. Ю. Кошмак, В. В. Лукашова, І. О. Мікульонок // Новітні технології пакування (додаток до журналу «Упаковка»). — 2009. — № 2. — С. 8—10.

147. *Гоженко Л. П.* Переробка термопластів у одночерв'ячному екструдері / Л. П. Гоженко, А. Ю. Кошмак, В. В. Лукашова, І. О. Мікульонок// Вісник НТУУ «КПІ». Напрямок «Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження». — 2009. — № 1 (3) — С. 11—17.

148. *Кошмак А. Ю.* Процес гомогенізації при переробці термопластів методом екструзії / А. Ю. Кошмак, В. В. Лукашова // Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів : наук.-практ. конф. студентів, аспірантів і молодих вчених : зб. тез доп. — К., 2009. — С. 16—17.

149. *Кошмак А. Ю.* Неізотермічна течія розплавів термопластів у кільцевому каналі / А. Ю. Кошмак, В. В. Лукашова // Наукові праці ОДАХТ. — Одеса : ОДАХТ, 2009. — Вип. 35, Т. 2, — С. 70—75.

150. *Гоженко Л. П.* Дослідження процесу екструзії спінених термопластів/ Л. П. Гоженко, В. В. Лукашова// V всеукр. наук.-практ. конф. студентів, аспірантів і молодих вчених : зб. тез доп. — Ч 2. — К. : НТУУ «КПІ», 2009. — С. 6—7.

151. *Петухов А. Д.* Дослідження властивостей екструдованих пінополімерів / А. Д. Петухов, О. Г. Зубрій, В. В. Лукашова // Коммунальное хозяйство городов. — К. : Техніка. — 2009. — № 90 — С. 243—247.

152. *Петухов А. Д.* Проблеми моделювання процесу одночерв'ячної екструзії / А. Д. Петухов, В. В. Лукашова // Новітні технології пакування (додаток до журналу «Упаковка»). — 2010. — № 1. — С. 4—6.

153. *Лукашова В. В.* Використання вторинних полімерів при виготовленні спінених полімерів / Л. П. Гоженко, В. В. Лукашова // VI всеукр. наук.-практ. конф. студентів, аспірантів і молодих вчених : зб. тез доп. — Ч 2. — К. : НТУУ «КПІ», 2009. — С 6—7.

154. *Пат. №5334 U* Україна МПК B29C47/00. Пристрій для формування листових і блочних матеріалів із спінених термопластів / Т.М. Новицька, Р.Р. Хцинський, В.В. Лукашова; заявник і патентовласник заявник і патентовласник ВАТ «Український науково-дослідний і конструкторський інститут по розробці машин і устаткування для переробки пластичних мас, гуми і штучної шкіри». — № 2004010385; Заяв. 19.01.04, Опубл. 15.03.2005 Бюл.№3.

155. *Пат. № 6007 U* Україна МПК 7 B29B7/16 B29 B7/42. Черв'ячний прес / Т.М. Новицька, Р.Р. Хцинський, В.В. Лукашова; заявник і патентовласник ВАТ «Український науково-дослідний і конструкторський інститут по розробці машин і устаткування для переробки пластичних мас, гуми і штучної шкіри». — № 20040604771, Заяв. 17.06.2004, Опубл. 15.04.05. Бюл.№4.

156. *Пат. № 69251 U* Україна МПК 7 B29B11/00 B29 B47/00 . Черв'ячний прес для композицій на основі термопластів/ Т.М. Новицька, В.В. Лукашова, С.С. Коломієць, С.О. Пристайлов, В.О. Новік; заявник і патентовласник НВП «ПЛАСТОТЕХНІКА». — № u200611933, Заяв. 13.11.06, Опубл. 10.07.07. Бюл.№10.

157. *Пат. № 53891 U* Україна МПК (2009) B29C 47/60, B30B 11/22. Секція черв'яка екструдера / І.О. Мікульонок, В.В.Лукашова; заявник і патентовласник Нац. техніч. ун-т України «Київ. політехн. ін-т». — № u201003542. — Заяв. 26.03.2010. Опубл. 25.10.2010,

бюл. № 20.

158. *Пат. № 53892 U* Україна МПК (2009) B29C 47/60, B30B 11/22. Змішувальна секція черв'яка екструдера / І.О. Мікульонок, В.В.Лукашова; заявник і патентовласник Нац. техніч. ун-т України «Київ. політехн. ін-т». — № u201003543. — Заяв. 26.03.2010 Оpubл. 25.10.2010, бюл. № 20.

159. *Пат. № 40046 U* Україна МПК (2009) B29C 47/38. Одночерв'ячний екструдер / І.О. Мікульонок; заявник і патентовласник Нац. техніч. ун-т України «Київ. політехн. ін-т». — № u2008 11801; заявл. 03.10.2008; опубл. 25.03.2010; Бюл №6.

160. *Пат. № 43556 U* Україна МПК (2009) B29C 47/38. Черв'ячний екструдер / І.О. Мікульонок; заявник і патентовласник Нац. техніч. ун-т України «Київ. політехн. ін-т». — № u2009 01833; заявл. 02.03.2009; опубл. 25.08.2009; Бюл №16.

161. *Пат. № 43671 U* Україна МПК (2009) B29C 47/38. Одночерв'ячний екструдер / І.О. Мікульонок, Є.Ю. Виноградов; заявник і патентовласник Нац. техніч. ун-т України «Київ. політехн. ін-т». — № u2009 03201; заявл. 03.04.2009; опубл. 25.08.2009, Бюл №16.

162. *Пат. № 48384 U* Україна МПК (2009) B29C 47/38. Циліндр черв'ячного екструдера / К.П. Ковбаса, О.П. Кучерявий, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок; заявник і патентовласник Нац. техніч. ун-т України «Київ. політехн. ін-т». — № u2009 11003; заявл. 30.10.2009; опубл. 10.03.2010, Бюл №5.

163. *Пат. № 52667 U* Україна МПК (2009) B29C 47/60. Змішувальна секція черв'яка екструдера / К.П. Ковбаса, О.П. Кучерявий, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок; заявник і патентовласник Нац. техніч. ун-т України «Київ. політехн. ін-т». — № u2010 003040, заявл. 15.01.2010; опубл. 19.09.2010, Бюл №17.

ЗМІСТ

| | |
|--|----|
| Вступ | 3 |
| Перелік умовних позначень, символів, одиниць, скорочень і термінів | 5 |
| 1. Аналіз сучасного стану одержання спінених полімерів | 7 |
| 1.1. Перспективи застосування спінених полімерів | 7 |
| 1.2. Структура спінених виробів | 7 |
| 1.3. Основні методи виготовлення спінених термопластів | 9 |
| 1.4. Процес виготовлення спінених полімерів методом екструзії | 10 |
| 1.5. Обладнання для виготовлення спінених полімерів екструзійним методом фізичного спінювання | 12 |
| 1.6. Сировина для виготовлення спінених термопластів | 15 |
| 1.7. Вплив технологічних параметрів на якість готових виробів при фізичному спінюванні | 17 |
| 1.8. Моделювання процесів одночерв'ячної екструзії | 18 |
| 1.8.1. Функціональні зони процесу екструзії | 18 |
| 1.8.2. Зона подачі | 21 |
| 1.8.3. Зона плавлення | 26 |
| 1.8.4. Зона гомогенізації | 30 |
| 1.9. Реологічні і теплофізичні властивості полімерних композицій | 35 |
| 1.9.1. Реологічні властивості полімерних композицій | 36 |
| 1.9.2. Теплофізичні властивості полімерних композицій | 39 |
| 1.10. Висновки і задачі досліджень | 41 |
| 2. Засади моделювання процесів, що проходять в екструдерах | 44 |
| 2.1. Основні положення моделювання процесу екструзії | 44 |
| 2.2. Зона подачі | 49 |
| 2.2.1. Математична модель процесу | 49 |
| 2.2.2. Алгоритм розрахунку зони подачі | 54 |
| 2.2.3. Аналіз результатів числового моделювання | 55 |
| 2.3. Зона плавлення | 61 |
| 2.3.1. Математична модель процесу плавлення | 61 |
| 2.3.2. Алгоритм розрахунку зони плавлення | 69 |
| 2.3.3. Аналіз результатів числового моделювання | 72 |
| 2.4. Зона гомогенізації | 75 |
| 2.4.1. Математична модель процесу гомогенізації із спінювальним агентом у розплаві полімеру | 75 |
| 2.4.2. Алгоритм розрахунку зони гомогенізації | 78 |
| 2.4.3. Аналіз результатів числового моделювання | 82 |
| 2.5. Зона змішування у динамічних елементах | 86 |
| 2.5.1. Математичне моделювання | 86 |
| 2.5.2. Аналіз результатів розрахунку | 90 |
| 2.6. Висновки | 92 |
| 3. Експериментальні дослідження | 93 |
| 3.1. Дослідження екструзії спінених полімерів | 93 |
| 3.1.1. Мета і задачі досліджень | 93 |
| 3.1.2. Опис експериментальної установки | 93 |
| 3.1.3. Досліджувані матеріали та їх властивості | 95 |
| 3.1.4. Методика проведення експериментальних досліджень | 96 |

| | |
|--|-----|
| 3.1.5. Результати експериментальних досліджень та їх аналіз..... | 97 |
| 3.1.6. Висновки..... | 103 |
| 3.2. Дослідження реологічних і теплофізичних властивостей полімерів..... | 104 |
| 3.2.1. Дослідження реологічних властивостей сировини за наявності спінювального агента..... | 104 |
| 3.2.2. Дослідження реологічних властивостей вторинних полімерів..... | 110 |
| 3.2.3. Визначення відносної масової частки спінювального агента..... | 112 |
| 3.2.4. Визначення в'язкості розплаву композиційного полімеру..... | 117 |
| 3.2.5. Теплофізичні властивості сировини | 119 |
| 3.2.6. Висновки..... | 120 |
| 4. Методика розрахунку процесу екструзії полімерних композицій зі спінювальними наповнювачами..... | 122 |
| 4.1. Загальний алгоритм розрахунку екструдера | 122 |
| 4.2. Порівняння експериментальних даних із результатами числового моделювання | 126 |
| 4.3. Аналіз результатів числового моделювання | 129 |
| 4.4. Висновки..... | 132 |
| 5. Рекомендації щодо практичного застосування результатів досліджень | 133 |
| 5.1. Вибір сировини для одержання спінених виробів будівельного призначення | 133 |
| 5.1.1. Полімери..... | 133 |
| 5.1.2. Домішки..... | 134 |
| 5.1.2. Спінювальні агенти..... | 135 |
| 5.2. Рекомендації щодо вибору обладнання | 136 |
| Висновки..... | 140 |
| Додаток А. Результати експериментальних досліджень процесу екструзії спінених полімерів..... | 142 |
| Додаток Б. Програма розрахунку екструзії спінених полімерів..... | 145 |
| Додаток В. Результати експериментальних досліджень реологічних властивостей композиційних полімерів зі спінювальними наповнювачами..... | 159 |
| Список використаної літератури | 163 |

ДЛЯ НОТАТОК

[illegible]

Наукове видання

Лукашова Вікторія Володимирівна
Мікульонок Ігор Олегович
Радченко Леонід Борисович

Екструзія пінополімерів

Монографія

В авторській редакції

Темплан 2011 р., поз. 3-1-001